

WUTP 普通高等学校自动化类专业新编系列教材



过程控制系统

——习题解答及课程设计

主 编 刘晓玉

副主编 方康玲 王新民



武汉理工大学出版社
WUTP Wuhan University of Technology Press



责任编辑：曲生伟
封面设计：帕博利时

<http://www.techbook.com.cn> 理工图书网
E-mail: quswwutp@163.com wutp2005@126.com
地 址：武汉市洪山区珞狮路122号
邮 编：430070
电 话：(027) 87385610 (工作室)

ISBN 978-7-5629-3639-8



9 787562 936398 >

定价：28.00元

普通高等学校自动化类专业新编系列教材
国家精品课程建设教材

过程控制系统

——习题解答及课程设计

主 编 刘晓玉
副主编 方康玲 王新民

武汉理工大学出版社

· 武 汉 ·

内 容 提 要

为适应广大读者尤其是自动化及相关专业师生教与学的需求,特编写本书。本书涵盖过程控制概述、过程控制系统建模方法、过程控制系统设计、PID 调节原理、串级控制、特殊控制方法、补偿控制、关联分析与解耦控制、模糊控制、集散控制系统等章节的例题和练习题。作为《过程控制系统》(武汉理工大学出版社)的配套教材,本书附录中给出了《过程控制系统》第 2 版各章习题的答案。另外,为配合过程控制课程的教学,本书附录中还选编了 3 个过程控制课程设计实例。

本书可作为普通高等学校自动化类专业本科生及研究生“过程控制系统”课程的辅助教材,也可作为有关工程技术人员的参考资料。

图书在版编目(CIP)数据

过程控制系统——习题解答及课程设计/刘晓玉主编. —武汉:武汉理工大学出版社,2011. 12

ISBN 978-7-5629-3639-8

I. ①过… II. ①刘… III. ①过程控制-自动控制系统-高等学校-教学参考资料 IV. ①TP273

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2011)第 268058 号

项目负责人:	黄 春	责 任 编 辑:	曲生伟
责 任 校 对:	周中亮	装 帧 设 计:	帕博利时
出 版 发 行:	武汉理工大学出版社		
社 址:	武汉市洪山区珞狮路 122 号		
邮 编:	430070		
网 址:	http://www.techbook.com.cn		
经 销:	各地新华书店		
印 刷:	湖北睿智印务有限公司		
开 本:	787×1092 1/16		
印 张:	15.5		
字 数:	397 千字		
版 次:	2011 年 12 月第 1 版		
印 次:	2011 年 12 月第 1 次印刷		
印 数:	1—3000 册		
定 价:	28.00 元		

凡购本书,如有缺页、倒页、脱页等印装质量问题,请向出版社发行部调换。

本社购书热线电话:(027)87397097 87394412

• 版权所有 盗版必究 •

前 言

“过程控制系统”是自动化专业的主要专业课程之一。作为国家精品课程“过程控制与集散系统”教学团队的成员,我们在平日的教学和课程建设中,深感师生们对课程配套习题及习题解答的迫切需求。为此,结合近年来国家精品课程的教学成果和多年过程控制工程项目的实践经验,我们编写了这本习题解答和课程设计教材。

本书具有如下特色:

1. 以过程控制习题解答和课程设计为主要内容,单独成册,满足师生教与学的需求;
2. 所列习题综合目前主要过程控制相关教材,内容丰富,并在介绍过程控制系统基本原理的基础上,给出习题解答,使读者知其然,也知其所以然;
3. 顺应过程控制课程设计的教学需求,本教材给出规范的课程设计任务书,所列课程设计任务源于实际工业过程控制案例,强调理论与实际的结合;
4. 本书能适应不同层次、不同类型院校的要求。既适应本科生,也可满足研究生的教学需要。

本书的编写分工为:武汉科技大学的方康玲(第 1、9 章),陈林(第 3 章),刘晓玉(第 4 章、附录 1),黄卫华(第 5、6 章),吴怀宇(第 7、8 章),潘炼(第 10 章、附录 2)以及西北工业大学王新民(第 2 章)。本书由刘晓玉担任主编,方康玲和王新民担任副主编,负责大纲的制定以及全书的组织和定稿。

全书在编写中参考了众多过程控制类教材,在此对相关教材作者表示衷心的感谢和诚挚的敬意。

由于编者水平有限,缺点和不足之处在所难免,恳请读者批评指正。

编 者

2011 年 10 月

目 录

1 概述	(1)
1.1 重点和难点	(1)
1.2 内容提要	(1)
1.2.1 过程控制的概念	(1)
1.2.2 过程控制系统的组成和特点	(1)
1.2.3 过程控制系统的性能指标	(1)
1.3 例题	(2)
1.4 练习题	(4)
1.5 练习题解答	(5)
2 过程控制系统建模方法	(6)
2.1 重点和难点	(6)
2.2 内容提要	(6)
2.2.1 系统建模方法概述及其类型结构	(6)
2.2.2 机理建模方法	(6)
2.2.3 实验测试法的建模方法	(7)
2.2.4 测试实验应注意的事项和阶跃响应的获取	(7)
2.2.5 由阶跃响应确定近似传递函数的方法	(8)
2.2.6 测定动态特性的其他方法	(9)
2.3 例题	(10)
2.4 练习题	(15)
2.5 练习题解答	(16)
3 过程控制系统设计	(20)
3.1 重点和难点	(20)
3.2 内容提要	(20)
3.2.1 过程控制系统设计步骤	(20)
3.2.2 确定控制变量与控制方案	(20)
3.2.3 过程控制系统硬件选择	(20)
3.2.4 节流元件计算	(20)
3.2.5 调节阀选择	(21)
3.3 例题	(21)
3.4 练习题	(24)
3.5 练习题解答	(26)

4	PID 调节原理	(31)
4.1	重点和难点	(31)
4.2	内容提要	(31)
4.2.1	闭环控制	(31)
4.2.2	PID 控制规律及控制系统结构	(31)
4.2.3	数字 PID 控制	(34)
4.2.4	PID 调节器参数的工程整定	(34)
4.2.5	智能 PID 控制	(36)
4.3	例题	(36)
4.4	练习题	(50)
4.5	练习题解答	(54)
5	串级控制	(64)
5.1	重点和难点	(64)
5.2	内容提要	(64)
5.2.1	串级控制系统的结构	(64)
5.2.2	串级控制系统的工作过程	(65)
5.2.3	串级控制系统的特点	(65)
5.2.4	串级控制系统的系统设计	(66)
5.2.5	串级控制系统的参数整定方法	(68)
5.2.6	串级控制系统的工程应用	(69)
5.3	例题	(69)
5.4	练习题	(72)
5.5	练习题解答	(75)
6	特殊控制方法	(80)
6.1	重点和难点	(80)
6.2	内容提要	(80)
6.2.1	比值控制	(80)
6.2.2	均匀控制	(83)
6.2.3	分程控制	(85)
6.2.4	选择性控制	(87)
6.3	例题	(88)
6.4	练习题	(97)
6.5	练习题解答	(100)
7	补偿控制	(105)
7.1	重点和难点	(105)
7.2	内容提要	(105)
7.2.1	补偿控制	(105)

7.2.2	前馈补偿控制原理	(105)
7.2.3	前馈控制系统的基本结构	(105)
7.2.4	大延迟系统的补偿控制方法	(106)
7.3	例题	(106)
7.4	练习题	(113)
7.5	练习题解答	(116)
8	关联分析与解耦控制	(120)
8.1	重点和难点	(120)
8.2	内容提要	(120)
8.2.1	控制回路间的关联	(120)
8.2.2	相对增益矩阵	(121)
8.2.3	减少及解耦合的方法	(121)
8.2.4	解耦控制系统设计	(122)
8.3	例题	(122)
8.4	练习题	(126)
8.5	练习题解答	(128)
9	模糊控制	(132)
9.1	重点和难点	(132)
9.2	内容提要	(132)
9.2.1	模糊控制的基本概念	(132)
9.2.2	模糊关系的定义及运算方法	(133)
9.2.3	模糊逻辑与模糊推理的定义及运算方法	(133)
9.2.4	模糊控制原理及模糊控制器的组成	(134)
9.2.5	模糊控制器的设计	(135)
9.3	例题	(135)
9.4	练习题	(138)
9.5	练习题答案	(139)
10	集散控制系统	(141)
10.1	重点和难点	(141)
10.2	内容提要	(141)
10.2.1	集散控制系统(DCS)	(141)
10.2.2	现场总线控制系统	(142)
10.3	DCS 设计实例	(142)
10.3.1	DCS 的应用工程设计	(142)
10.3.2	DCS 的应用工程实施	(153)
10.4	FCS 设计实例	(156)
10.4.1	FCS 的应用实例之一	(156)

10.4.2 FCS 的应用实例之二	(157)
附录	(160)
附录 1 《过程控制系统》(第 2 版)教材习题解答	(160)
附录 2 过程控制与集散系统课程设计	(212)
课程设计一 精馏控制系统课程设计.....	(212)
课程设计二 燃烧过程控制系统课程设计.....	(221)
课程设计三 PH 控制系统课程设计	(229)
参考文献	(238)

1 概 述

1.1 重点和难点

- 过程控制的概念;
- 过程控制系统的组成和特点;
- 过程控制系统的性能指标。

1.2 内 容 提 要

1.2.1 过程控制的概念

过程控制主要指连续过程工业的控制。其被控量是温度、压力、流量、液位(或物位)、物理特性和化学成分,它们是在工业生产过程中体现物流性质和操作条件的信息。

1.2.2 过程控制系统的组成和特点

图 1.1 表示了过程控制系统的基本结构。控制器(或称调节器)根据系统输出量测值 $y(t)$ 与设定值 r 的偏差,按照一定的控制算法输出控制量 u ,对被控过程进行控制。执行机构(如:调节阀)接受控制器(调节器)送来的控制信息调节被控量,从而达到预期的控制目标。过程的输出信号通过过程检测与变送仪表,反馈到控制器(或称调节器)的输入端,构成闭环控制系统。另外,系统中还包括报警、保护和连锁等其他部件。

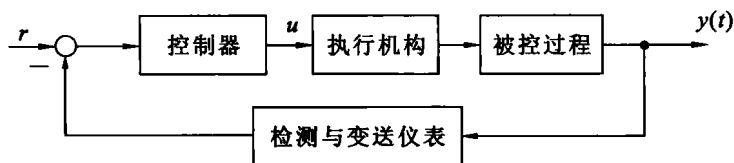


图 1.1 过程控制系统基本结构图

过程控制系统的主要特点是被控过程的多样性、慢过程、控制方案的多样性、参数控制以及定值控制。

1.2.3 过程控制系统的性能指标

过程控制系统阶跃响应曲线如图 1.2 所示。

- 衡量过程控制系统振荡过程衰减程度的指标:衰减比 η 和衰减率 ψ

$$\eta = \frac{y_1}{y_3}; \quad \psi = \frac{y_1 - y_3}{y_1}$$

- 衡量过程控制系统动态准确性的指标:最大动态偏差 y_1

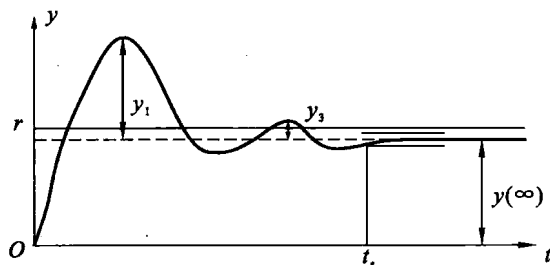


图 1.2 过程控制系统阶跃响应曲线

- 衡量过程控制系统稳态准确性的指标:余差 e_s

$$e_s = r - y(\infty)$$

1.3 例 题

【例 1.1】 过程控制的任务是什么?

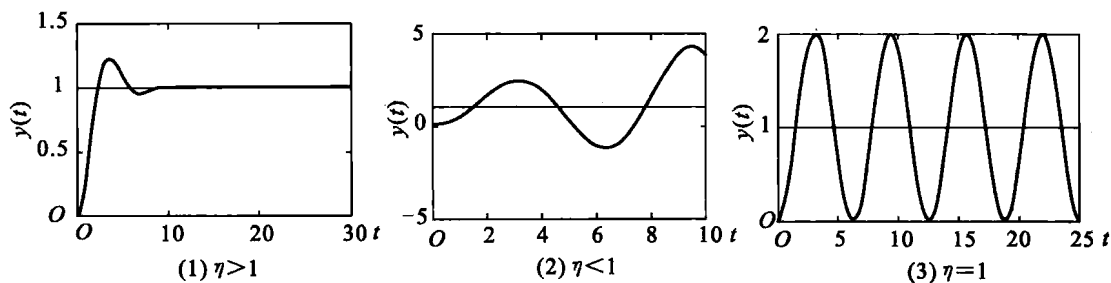
答:工业生产过程是指物料经过若干加工步骤而成为产品的过程,生产过程表现为物流变化的过程。过程控制的任务是在充分了解生产过程的工艺流程和动态特性的基础上,应用理论对系统进行分析与综合,以生产过程中物流变化信息量作为被控量,选用适宜的技术手段,实现生产过程的控制目标。具体任务是对该过程中伴随物流变化的物流性质信息和操作条件的信息进行控制。其中体现物流性质的信息有物性(物理特性)和成分(化学成分),体现操作条件的信息有温度、压力、流量、液位(或物位)。

【例 1.2】 过程控制系统中有哪些类型的被控量?

答:过程控制系统中有温度、压力、流量、液位(或物位)、成分等类型的被控量。

【例 1.3】 请分别画出衰减比 η 为(1) $\eta > 1$; (2) $\eta < 1$; (3) $\eta = 1$ 情况下过程控制系统的阶跃响应曲线。

答:由衰减比 η 是衡量过程控制系统振荡过程衰减程度的指标,由其定义可知三种情况下的过程控制系统的阶跃响应曲线,如图 1.3 所示。

图 1.3 不同衰减比 η 下的过程控制系统的阶跃响应曲线

【例 1.4】 衡量过程静态准确性和动态准确性的指标分别是什么?

答:衡量过程静态准确性的指标是余差;衡量过程动态准确性的指标是最大动态偏差。

【例 1.5】 已知某过程的单位阶跃响应如图 1.4 所示,若其中 $y_1 = 1.4$, $y_3 = 1.05$, $y(\infty) = 0.9$, $r = 1$, $t_s = 25$ s,试说明该过程的衰减比、衰减率、最大动态偏差、余差和调节时

间各是多少。

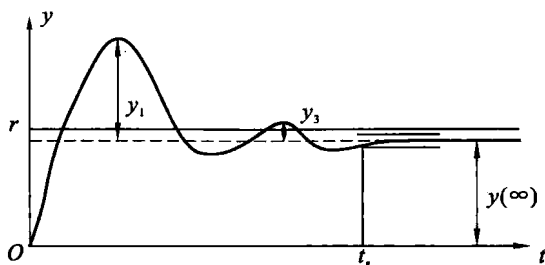


图 1.4 某过程控制系统的阶跃响应曲线

解: 衰减比 $\eta = \frac{y_1}{y_3} = \frac{1.4}{1.05} = 1.33$

衰减率 $\eta = \frac{y_1 - y_3}{y_3} = \frac{1.4 - 1.05}{1.05} = 0.33$

最大动态偏差 $y_1 = 1.4$

余差 $r - y(\infty) = 1 - 0.9 = 0.1$

调节时间 $t_s = 25 \text{ s}$ 。

【例 1.6】 某液态氨冷却器控制系统如图 1.5 所示。试对以下问题作答：

- (1) 过程控制系统由哪些基本单元组成？具体到例 1.6 所示的冷却控制系统如何对应？
- (2) 试述该液态氨冷却控制系统的工作原理，并指出其中何为被控量，何为控制量。
- (3) 画出该过程控制系统的基本结构图。

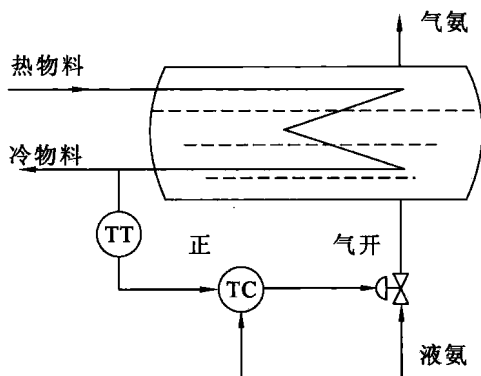


图 1.5 液态氨控制系统

解: (1) 过程控制系统由四部分组成: 检测变送单元、控制器、执行器和被控对象。具体到本题所给系统, 其检测变送单元为出口冷物料的温度检测仪表 TT, 控制器为温度控制器 TC, 执行器为控制液氨流量的气开式调节阀, 被控对象为液氨冷却系统。

(2) 该液氨冷却系统是用液氨将通过列管的热物料冷却为冷物料, 同时液氨吸热气化为气氨排出。其中, 出口冷物料的温度要维持恒定, 是被控量; 为此需调节液氨流量以克服进口热物料的流量、压力、热值等干扰的影响, 故液氨流量为控制量。该控制系统通过 TT 检测出口冷物料的温度 T , 若与给定值 R 有误差, 如 $T > R$, 则正作用控制器 TC 动作, 输出

增大的控制量,于是气开式调节阀开度增大,更多的液氮进入冷却罐,以降低出口物料的温度,维持 T 的恒定。

(3) 系统结构图如图 1.6 所示。

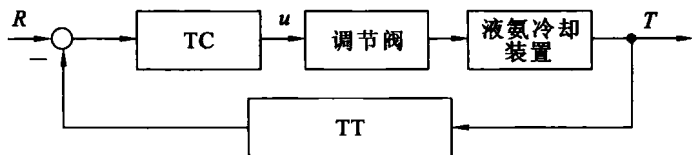


图 1.6 液氮控制系统结构图

【例 1.7】 过程控制系统的特点是什么?

答:(1) 被控过程多样。过程工业涉及各种工业部门,生产工艺各不相同,被动对象也多种多样。

(2) 控制方案多样。过程工业的特点以及被控过程的多样性决定了过程控制系统的控制方案的多样性,包括系统硬件组成和控制算法的多样性。

(3) 被控过程属慢过程且多属参数控制。连续工业过程大惯性和大滞后的特点决定了被控过程为慢过程,过程中伴随的物流变化量(成分、温度、压力、流量、液位等)是常见的被控参量。

(4) 定值控制是过程控制的主要形式。定值控制的任务在于如何减小或消除外界干扰,使被控量尽量保持接近或等于设定值,使生产稳定。

1.4 练 习 题

【习题 1.1】 过程控制的总目标是什么?

【习题 1.2】 一个简单过程控制系统由哪几部分组成? 各个部分的作用是什么?

【习题 1.3】 图 1.7 所示为一组在阶跃扰动作用下的过渡过程曲线。试指出各种过程曲线的名称,其中哪些过程曲线能满足控制要求,哪些则不能? 为什么? 其中哪个过渡过程最理想,为什么?

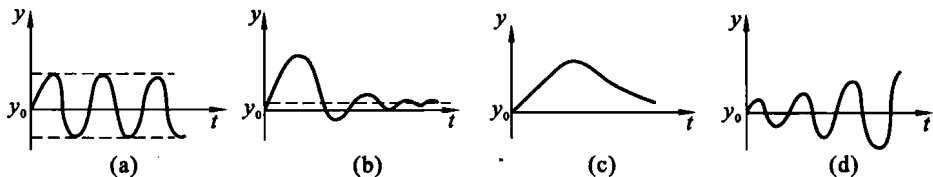


图 1.7 一组过渡过程曲线

【习题 1.4】 某工业锅炉工艺规定的操作温度为 $(900 \pm 10)^\circ\text{C}$ 。考虑到安全因素,控制过程中温度偏离给定值最大不得超过 80°C 。现设计的温度定值控制系统,在最大阶跃干扰作用下的过渡过程曲线如图 1.8 所示。试求最大偏差、衰减比、振荡周期、余差和调节时间等过渡品质指标,并说明该控制系统是否满足题中的工艺要求。

【习题 1.5】 已知某工艺控制流程图如图 1.9 所示。

试指出该系统的被控对象、设定值、被控量以及控制量。

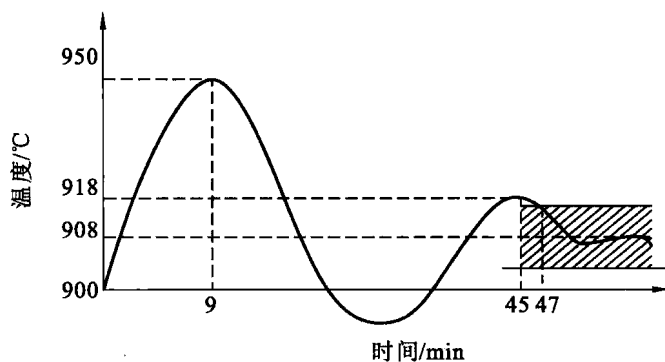


图 1.8 某过渡过程曲线

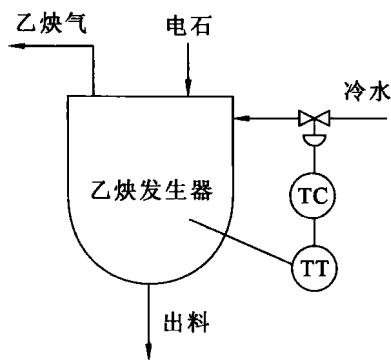


图 1.9 某工艺控制流程图

1.5 练习题解答

【习题 1.1】

答:过程控制的总目标是保证生产过程的安全性、稳定性和经济性。

【习题 1.2】

答:一个简单控制系统由四部分组成:检测变送单元、控制器、执行器和被控对象。

检测变送单元用于检测被控变量,并将检测到的信号转换为标准信号输出;

控制器用于将检测变送单元的输出信号与设定值信号进行比较,按一定的控制规律对其偏差信号进行运算,运算结果输出到执行器;

执行器接受控制器的输出信号,通过改变执行器节流件的流通面积来改变操纵变量;

被控对象是需要控制的设备或过程。

【习题 1.3】

答:过程曲线 a 、 b 、 c 、 d 依次代表等幅振荡、衰减振荡、非振荡衰减、发散振荡。

其中 b 、 c 能满足要求, a 、 d 不能。因为 b 、 c 对应的过渡过程是稳定的。

b 最理想。因为该过渡过程在稳定性、准确性、快速性三项指标上综合最优。

【习题 1.4】

解:由过渡过程曲线可知

最大偏差 $950 - 900 = 50\text{ }^{\circ}\text{C}$

衰减比 $\frac{950 - 908}{918 - 908} = \frac{42}{10} = 4.2$

振荡周期 $T = 45 - 9 = 36\text{ min}$

余差 $908 - 900 = 8\text{ }^{\circ}\text{C}$

调节时间 47 min

该控制系统满足工艺要求,因为最大偏差为 $50\text{ }^{\circ}\text{C}$,不超过工艺要求的 $80\text{ }^{\circ}\text{C}$ 。

【习题 1.5】

答:该系统的被控对象为乙炔发生器;设定值为工艺要求的乙炔发生器内的温度,被控量为乙炔发生器内的实际温度,控制量为冷却水流量。

2 过程控制系统建模方法

2.1 重点和难点

- 系统建模基本方法的概念,机理分析法和测试法建模的基本原理;
- 机理建模法的一般步骤;
- 实验测试法的建模方法;
- 测试实验应注意的事项和阶跃响应的获取;
- 由阶跃响应确定近似传递函数的方法;
- 测定动态特性的其他方法。

2.2 内容提要

2.2.1 系统建模方法概述及其类型结构

系统建模就是将物理对象抽象表示成与其动态特性相似的数学模型的过程。建模的基本方法有机理分析法和测试法,有时还采用两种方法相结合来建模。

多数工业过程的特性分属四种类型:自衡的非振荡过程、无自衡的非振荡过程、有自衡的振荡过程和具有反向特性的过程。

工业过程的数学模型分为动态数学模型和静态(稳态)数学模型。

用机理法建模就是根据工业生产过程的机理和物理特性参数,写出各种有关的平衡方程,然后消去中间变量,从而获得输出与输入之间关系的数学模型。用机理法建模物理概念清楚、准确,可以了解系统内部运动的特征,故称为“白箱模型”。

测试法建模就是通过实验测试输出与输入之间的试验数据,辨识出输出与输入之间的数学模型。该方法完全从外特性上测试和描述它的动态性质。由于系统内部运动不得而知,故称为“黑箱模型”。

2.2.2 机理建模方法

用机理法建模的首要条件是生产过程的机理必须已经为人们充分掌握,并且可以比较确切地加以数学描述。

机理建模的一般步骤如下:

1. 根据建模对象和模型使用目的做出合理假设

任何一个数学模型都是有假设条件的,不可能完全精确地用数学公式把客观实际描述出来;即使可能的话,结果也往往无法实际应用。在满足模型应用要求的前提下,结合对建模对象的了解,把次要因素忽略掉。

2. 根据过程内在机理建立数学模型

建模的主要依据是物料、能量和动量平衡关系式及化学反应动力学等。

3. 简化

从应用上讲,动态模型在满足控制工程要求、充分反映过程动态特性的情况下,尽可能简单是十分必要的。常用的方法如忽略某些动态平衡算式,分布参数系统集中化和模型降阶处理等是非常必要的。

2.2.3 实验测试法的建模方法

测试法建模又可分为经典辨识法和现代辨识法两大类。

1. 经典辨识法

包括时域法、频域法和相关分析法。采用经典辨识法,直接获得的是非参数模型,一般是时间或频率为自变量的实验曲线或数据集。用阶跃函数、脉冲函数、正弦波函数或是随机函数作用于过程,直接得到的是阶跃响应、脉冲响应、频率特性、相关函数或谱密度,它们都是图形或数据集,可以直接作为辨识结果并可以转化为传递函数或别样形式的参数模型。该类方法适用范围广,工程上获得了广泛应用。工业生产上广泛应用的阶跃响应法,就是一种时域法。经典辨识法又称为非参数模型辨识方法。

2. 现代辨识法

必须假定一种模型结构,通过极小化模型与过程之间的误差准则函数来确定模型的参数。这类辨识方法根据不同的基本原理又可分为最小二乘法、梯度校正法和极大似然法三种类型。现代辨识法又称为参数模型辨识方法。

2.2.4 测试实验应注意的事项和阶跃响应的获取

1. 测试实验应注意的事项

为了得到可靠的测试结果,进行阶跃响应的获取时应注意以下事项:

(1) 合理选择阶跃扰动信号的幅度。过小的阶跃扰动幅度不能保证测试结果的可靠性,而过大的扰动幅度则会使正常生产受到严重扰动甚至危及生产安全,一般取正常输入值的5%~15%。

(2) 试验开始前确保被控对象处于某一选定的稳定工况。试验期间应设法避免发生偶然性的其他扰动。

(3) 考虑到实际被控对象的非线性,应选取不同负荷,在被控制变量的不同设定值下进行多次测试。即使在同一负荷和被控制变量的同一设定值下,也要在正向和反向扰动下重复测试,以求全面掌握对象的动态特性。

(4) 实验结束,获得测试数据后,应进行数据处理,剔除明显不合理部分。

2. 阶跃响应的获取

通过手动操作使过程工作在所需测试的稳态条件下,稳定运行一段时间后,快速改变过程的输入量,并用记录仪或数据采集系统同时记录过程输入和输出的变化曲线。经过一段时间后,过程进入新的稳态,本次实验结束,得到的记录曲线就是过程的阶跃响应。

为了能够施加比较大的扰动幅度而又不至于严重扰动正常生产,常常用矩形脉冲输入代替通常的阶跃输入,即大幅度的阶跃扰动施加一小段时间后立即将它切除。这样得到的矩形脉冲响应可以转换而求出所需的阶跃响应。

由矩形脉冲响应确定阶跃响应的方法如图2.1所示。

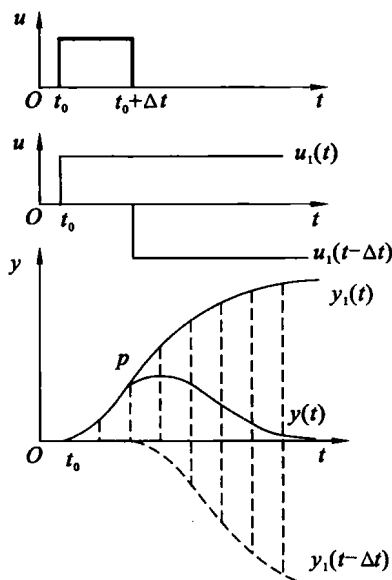


图 2.1 由矩形脉冲响应确定阶跃响应的方法

在图 2.1 中,矩形脉冲输入可视为两个阶跃输入的叠加,它们的幅度相等但方向相反且开始作用的时间不同,因此:

$$u(t) = u_1(t) - u_1(t - \Delta t)$$

假定对象无明显非线性,则矩形脉冲响应就是两个阶跃响应之和,即:

$$y(t) = y_1(t) - y_1(t - \Delta t)$$

所求的阶跃响应即为:

$$y_1(t) = y(t) + y_1(t - \Delta t)$$

根据上式可以用逐段递推的作图方法得到阶跃响应 $y_1(t)$ 。

2.2.5 由阶跃响应确定近似传递函数的方法

1. 传递函数的典型数学模型

根据测定到的阶跃响应,可以把它拟合成近似的传递函数的方法很多,它们所采用的传递函数在形式上也是各式各样的。

用辨识法建立被控对象的数学模型,首要的问题就是选定模型的结构。典型的工业过程的传递函数可以取下面几种形式,例如:

① 一阶惯性加纯滞后

$$G(s) = \frac{Ke^{-\tau s}}{Ts + 1} \quad (2.1)$$

② 二阶或 n 阶惯性加纯滞后

$$G(s) = \frac{Ke^{-\tau s}}{(T_1s + 1)(T_2s + 1)} \quad (2.2)$$

$$G(s) = \frac{Ke^{-\tau s}}{(Ts + 1)^n} \quad (2.3)$$

③ 用有理分式表示的传递函数

$$G(s) = \frac{b_ms^m + \dots + b_1s + b_0}{a_ns^n + \dots + a_1s + a_0} e^{-\tau s} \quad (2.4)$$

需注意的是,对于非自衡过程,其传递函数应含有一个积分环节,传递函数可取为:

$$G(s) = \frac{K}{Ts} e^{-\tau s} \quad \text{和} \quad G(s) = \frac{K}{s(Ts + 1)} e^{-\tau s} \quad (2.5)$$

传递函数形式的选用决定于:

- ① 关于被控对象的验前知识;
- ② 建立数学模型的目的,从中可以对模型的准确性提出合理要求。

2. 由阶跃响应确定近似传递函数的步骤

阶跃响应曲线如图 2.2 所示。

可以如图取 $y^*(t)$ 分别等于 0.4 和 0.8,从曲线上确定出 t_1 和 t_2 ,计算 t_1/t_2 的比值,对比表 2.1,确定近似传递函数的阶次。

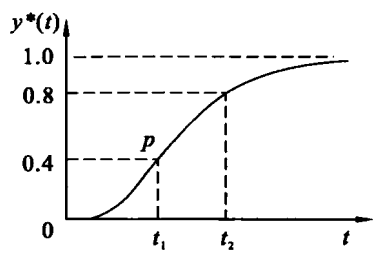


图 2.2 根据阶跃响应曲线上两个点的数据确定 t_1 和 t_2

表 2.1 高阶惯性对象 $1/(Ts+1)^n$ 中阶数 n 与比值 t_1/t_2 的关系

n	t_1/t_2	n	t_1/t_2
1	0.32	8	0.685
2	0.46	9	
3	0.53	10	0.71
4	0.58	11	
5	0.62	12	0.735
6	0.65	13	
7	0.67	14	0.75

如果 $\frac{t_1}{t_2} \leq 0.32$ 取 $n=1$

可取(2.1)式拟合

如果 $0.32 < \frac{t_1}{t_2} \leq 0.46$ 取 $n=2$

可用式(2.2)表示的二阶对象, T_1 和 T_2 可由下式计算:

$$T_1 + T_2 \approx \frac{1}{2.16} (t_1 + t_2) \tag{2.6}$$

$$\frac{T_1 T_2}{(T_1 + T_2)^2} \approx (1.74 \frac{t_1}{t_2} - 0.55) \tag{2.7}$$

如果 $\frac{t_1}{t_2} > 0.46$, 则说明该阶跃响应需要用更高阶的传递函数才能拟合得更好, 可用下式计算式(2.3)中的时间常数 T :

$$nT \approx \frac{t_1 + t_2}{2.16} \tag{2.8}$$

除了较简单的图解法和较严格的解析法外, 也可以采用曲线拟合的数值方法, 按照以误差的方差为最小的目标, 搜索待求的参数值。

2.2.6 测定动态特性的其他方法

1. 测定动态特性的频域方法

即根据伯德图的原理, 对被控对象施加不同频率的正弦波, 测出输入量与输出量的幅值比和相位差, 从而获得对象的频率特性来确定被控对象的传递函数。这种方法在原理和数据处理上都比较简单, 测试精度比时域法高, 但此法需要用专门的超低频测试设备, 测试工

作量较大。

2. 测定动态特性的统计相关方法

是对被控对象施加某种随机信号或直接利用对象输入端本身存在的随机噪声进行观察和记录,由于它们引起对象各参数变化,可采用统计相关法研究对象的动态特性。这种方法可以在生产过程的正常运行状态下进行,可以在线辨识,精度也较高。但统计相关法要求积累大量数据,并要用相关测试仪和计算机对这些数据进行计算和处理。

3. 测定动态特性的最小二乘法

最小二乘法是一种数学优化技术,基本原理是:未知参数的最可能值,是这样一个数值:它使各次实际观测值和计算值之间的差值的平方乘以度量其精确度的数值(权重)以后的和为最小。简单地说,就是通过最小化误差的平方和找到一组数据的最佳函数匹配。这种方法比其他方法易于理解,并且不需要严谨的统计知识,甚至于在其他方法已无法使用的情况下,它仍可以提供解答。最小二乘法既可以用于动态系统,又可以用于静态系统;既可以用于线性系统,又可以用于非线性系统;既可以用于离线估计,又可以用于在线估计,是具有最佳的统计特性的方法。

2.3 例 题

【例 2.1】 图 2.3 所示为一溶液制备槽。 x 为单位时间加入的溶质量, q 为单位时间加入的溶剂量。槽中溶液由溢流管引出,因此槽中的溶液体积为一常数 V 。槽中溶液浓度为 c ,流入液的浓度假设为 0。写出流出液浓度 $c(t)$ 与加入的溶质量 $x(t)$ 的动态关系。

答:考虑到加入的溶质很少,故流出量等于溶剂的加入量 q ,由于搅拌均匀,故流出液的浓度等于槽中溶液浓度 c ,而流入液的浓度假设为 0。根据物料平衡,单位时间进入槽中的溶质量减去单位时间流出槽的溶质量应该等于槽中溶质蓄存量的变化率,因此有:

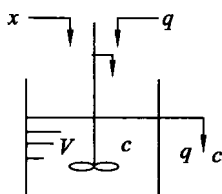


图 2.3 溶液制备槽

$$V \frac{dc(t)}{dt} = x(t) - qc(t)$$

$$\frac{V}{q} \frac{dc(t)}{dt} + c(t) = \frac{1}{q} x(t)$$

如果流入流出量 q 为一常数,且令:

$$T = \frac{V}{q}, K = \frac{1}{q}$$

$$\text{则有: } T \frac{dc(t)}{dt} + c(t) = Kx(t)$$

式中 T ——时间常数;

K ——放大系数。

其传递函数为:

$$G(s) = \frac{C(s)}{X(s)} = \frac{K}{Ts + 1}$$

【例 2.2】 如图 2.4 所示的液位过程中,有两个串联在一起的储罐。液体先进入储罐 1,体积流量为 Q_i ,然后从储罐 1 流入储罐 2,体积流量为 Q_1 ,液体从储罐 2 流出的体积流量为 Q_o 。假设两个储罐都是上下均匀的,且储罐 1 的截面积为 A_1 ,储罐 2 的截面积为 A_2 。试分析液位 h_2 在流入量 Q_i 发生变化时的动态特性。

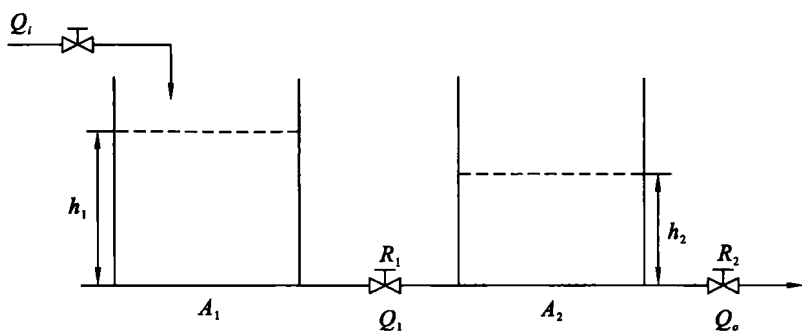


图 2.4 串联液体储罐

答: 稳定工况下, 有 $Q_{i0} = Q_{10} = Q_{o0}$;

根据物料平衡方程, 可列出如下的微分方程:

$$A_1 \frac{dh_1}{dt} = Q_i - Q_1; \quad A_2 \frac{dh_2}{dt} = Q_1 - Q_o$$

用增量表示, 则有:

$$A_1 \frac{d\Delta h_1}{dt} = \Delta Q_i - \Delta Q_1 \quad (1)$$

$$A_2 \frac{d\Delta h_2}{dt} = \Delta Q_1 - \Delta Q_o \quad (2)$$

根据流体运动方程可得:

$$Q_1 = k_1 \sqrt{h_1 - h_2}; \quad Q_o = k_2 \sqrt{h_2}$$

在工作点处线性化可得:

$$Q_1 \approx Q_{10} + \frac{k_1}{2 \sqrt{h_{10} - h_{20}}} (\Delta h_1 - \Delta h_2)$$

$$Q_o \approx Q_{o0} + \frac{k_2}{2 \sqrt{h_{20}}} \Delta h_2$$

即:

$$\Delta Q_1 = \frac{\Delta h_1 - \Delta h_2}{R_1}, \quad \Delta Q_o = \frac{\Delta h_2}{R_2}$$

代入(1)式和(2)式, 可得:

$$A_1 \frac{d\Delta h_1}{dt} = \Delta Q_i - \frac{\Delta h_1 - \Delta h_2}{R_1}$$

$$A_2 \frac{d\Delta h_2}{dt} = \frac{\Delta h_1 - \Delta h_2}{R_1} - \frac{\Delta h_2}{R_2}$$

将各环节进行拉氏变换, 消去中间变量 h_1 , 可得传递函数为:

$$\begin{aligned} \frac{H_2(s)}{Q_i(s)} &= \frac{R_2}{(R_1 A_1 + R_2 A_2) s^2 + (R_1 A_1 + R_2 A_2 + R_2 A_1) s + 1} \\ &= \frac{K}{T_1 \cdot T_2 s^2 + (T_1 + T_2 + T_3) s + 1} \end{aligned}$$

其中, $T_1 = R_1 A_1$, $T_2 = R_2 A_2$, $T_3 = R_2 A_1$, $K = R_2$ 。

【例 2.3】 简述时间常数 T 的物理意义, 试分别说明当对象受到阶跃输入作用后, $t = T, 2T, 3T$ 时输出变量达到稳态值的程度。

答:时间常数 T 的物理意义为:当对象受到阶跃输入作用后,对象的输出变量始终保持初始速度变化而达到新的稳态值所需要的时间。对于一阶对象来说,假设输入为 x ,输出为 y ,则有:

$$\Delta y(t) = K\Delta x(1 - e^{-\frac{t}{T}})$$

当 $t \rightarrow \infty$ 时, $\Delta y(\infty) = K\Delta x$

所以, $\Delta y(T) = K\Delta x(1 - e^{-1}) \approx 0.632K\Delta x = 0.632\Delta y(\infty)$

$$\Delta y(2T) = K\Delta x(1 - e^{-2}) \approx 0.865K\Delta x = 0.865\Delta y(\infty)$$

$$\Delta y(3T) = K\Delta x(1 - e^{-3}) \approx 0.950K\Delta x = 0.950\Delta y(\infty)$$

【例 2.4】 为确定某对象的动态特性,实验测得其响应曲线如图 2.5 所示。

- (1) 试判断被控对象有无自衡能力?
- (2) 根据图中给的数据,试估算该对象的特性参数 (K, T, τ) 值。

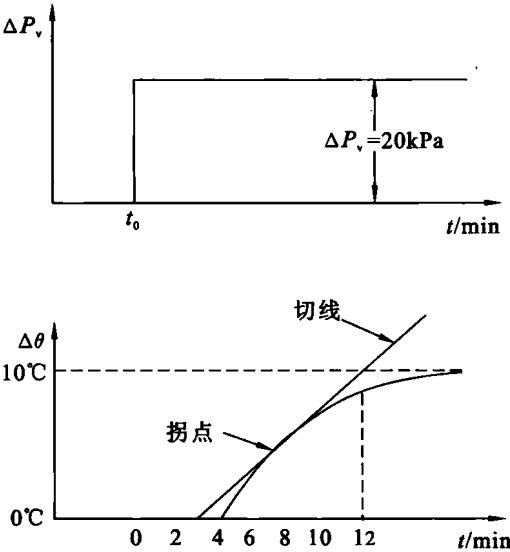


图 2.5 实验测得对象响应曲线

答:(1)从图中可以看出,当被控对象受到阶跃扰动时,平衡状态遭到破坏,在没有任何外力作用(即不进行控制)下,依靠对象自身的能力,对象的输出(被控变量)自发地恢复到了新的平衡状态,因此该被控对象有自衡能力。

(2)从图中可见,对象特性可以用一阶惯性环节来描述。拐点处切线与实轴交点为 3 min,与输出稳态值交点在实轴上的投影为 12 min。

故: $\tau = 3 \text{ min}, \quad T = 12 - 3 = 9 \text{ min}$

$$K = \frac{\Delta y}{\Delta p} = \frac{10}{20} = 0.5 \text{ } ^\circ\text{C/kPa}$$

对象模型为: $G(s) = \frac{0.5}{9s + 1} e^{-3s}$

【例 2.5】 某液位阶跃响应实验为:

t/s	0	5	10	20	30	40	50	60	80	90	120	150	180	200
h/mm	0	2	5	18	26	38	44	48	53	56	58	59	60	60

其中阶跃扰动量 $\Delta u=10\%$ 。

(1) 画出水位的阶跃响应曲线；

(2) 液位对象用带纯延迟的一阶惯性环节近似,试确定其增益 K 和时间常数 T 。

答:根据题目中所给数据,用 MATLAB 进行曲线平滑,得到结果如图 2.6 所示。

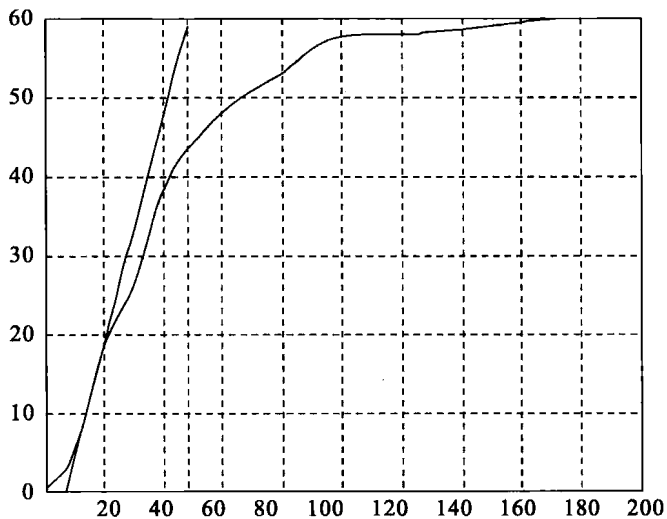


图 2.6 液位阶跃响应曲线

根据作图法,在拐点处作切线,确定 T 与 τ 。

由图中可得:

$$T=41 \text{ s}, \quad \tau=8 \text{ s}$$

$$K = \frac{y(\infty) - y(0)}{\Delta u} = \frac{60 - 0}{0.1} = 600$$

$$\text{可得系统模型为: } G(s) = \frac{600}{41s+1} e^{-8s}$$

附 MATLAB 程序:

%根据实验数据作平滑曲线

step=0.5;

t0=[0 5 10 20 30 40 50 60 80 90 120 150 180 200];

h0=[0 2 5 18 26 38 44 48 53 56 58 59 60 60];

t=0:step:max(t0);

h=interp1(t0,h0,t,'spline');

figure(1)

plot(t0,h0,'r.',t,h,'b-');

grid on;

legend(['实验数据'], ['平滑曲线'])

%在拐点处作切线,求出 T 和 τ

l=length(h);

for i=1:l-1

```

dht(i)=(h(i+1)-h(i))/(t(i+1)-t(i));
end
[max_var,max_i]=max(dht);
interval=1;
rang=200;
max_y=60;
max_x=rang;
slop=max_var;
t0=t(max_i)
h0=h(max_i)
fx=1:interval:rang;
temp_i=0;
for i=1:interval:rang
    temp(i)=h0+slop*(i-t0);
    if(temp(i)>max_y)
        break;
    end
    if(i>2 && temp(i)>0 && temp(i-1)<0)
        temp_i=i;
    end
end
figure(2)
t2=t;
h2=h0+slop*(t2-t0);
plot(t,h,t2,h2)
tao=temp_i
T=length(temp)-tao
axis([1,rang,0,max_y]);
grid on
length(temp)

```

【例 2.6】 某直接蒸汽加热器具有一阶对象特性,当热物料的出口温度从 $70\text{ }^{\circ}\text{C}$ 提高到 $80\text{ }^{\circ}\text{C}$ 时,需要将注入的蒸汽量在原有基础上增加 10% 。当蒸汽量阶跃变化 10% 后,经过 1 min ,出口温度已经达到 $78.65\text{ }^{\circ}\text{C}$ 。试写出相应的微分方程式,并画出该对象的输出阶跃响应曲线。

答:设该对象的输出为出口温度 $y(^{\circ}\text{C})$,输入为蒸汽量 $x(\%)$ 。已知输入的阶跃幅值 Δx 为 10% ,输出的最终变化量为: $\Delta y = (80 - 70)\text{ }^{\circ}\text{C} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$

参考教材知该对象为一阶惯性环节

则有:
$$K = \frac{\Delta y}{\Delta x} = 1(^{\circ}\text{C}/\%)$$

当 $t=1 \text{ min}=60 \text{ s}$ 时,

输出变化量 $\Delta y=(78.65-70)^\circ\text{C}=8.65^\circ\text{C}$

则有: $8.65=10(1-e^{-\frac{60}{T}})$

解得: $T\approx 30 \text{ s}$

由此可以得到对象的动态方程:

$$30 \frac{d\Delta y}{dt} + \Delta y = \Delta x$$

该对象的输出阶跃响应曲线如图 2.7 所示。

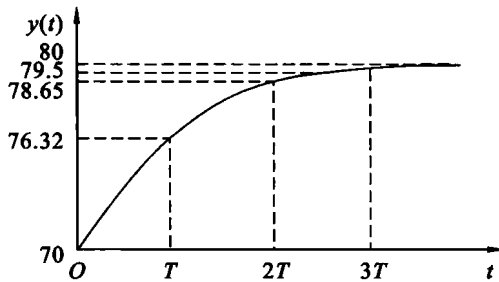


图 2.7 直接蒸汽加热器输出阶跃响应曲线

2.4 练习题

【习题 2.1】 试分别阐述有自衡能力和无自衡能力对象的性质,并举例说明。

【习题 2.2】 已知水银温度计外表面积为 F , 等效导热系数为 α , 温度计中水银的重量为 M , 水银的比热容为 c 。试建立温度计的测量值 T_t 与被测温度 T_i 之间的数学模型。

【习题 2.3】 图 2.8 所示为溶解槽溶解系统, 料斗中的溶质用皮带输送机送至加料口。输送带长度为 l , 输送带速度为 v , 写出溶液浓度 $y(t)$ 与料斗加料量 $x(t)$ 的动态关系。

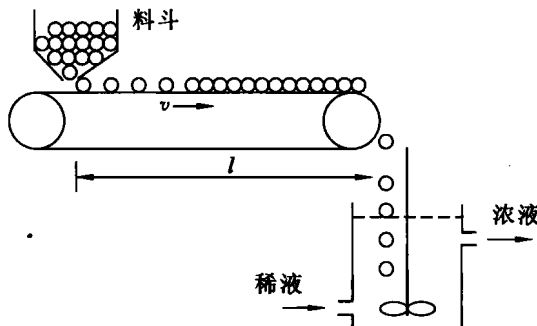


图 2.8 溶解槽溶解系统

【习题 2.4】 某温度对象矩形脉冲响应实验为:

t/min	1	3	4	5	8	10	13	15	20	30	40	50	60	70	80	90
$\theta/^\circ\text{C}$	0.36	1.8	3.6	6.8	14.9	21.3	29	34.3	37.3	26.8	17.6	9.6	4.7	2.5	0.8	0.4

矩形脉冲幅值为 1, 脉冲宽度 Δt 为 10 min。

- (1) 试将该矩形脉冲响应曲线转换为阶跃响应曲线；
- (2) 用二阶惯性环节写出该温度对象传递函数。

【习题 2.5】经实验获得某调节阀阀杆位移 x 与流量 y 的对应关系如下表所示。希望用线性模型定量地表示位移 x 与流量 y 的函数关系, 设估计模型为 $\hat{y}=ax+b$ 。试用最小二乘法估计参数 a, b , 并使近似误差最小。

x	1.6	2.2	3.7	5.2	6.2	7.3
y	1.5	2.7	3.7	4.3	5.5	6.0

2.5 练习题解答

【习题 2.1】

答: 当被控对象受到阶跃干扰作用, 使平衡状态遭到破坏后, 在没有任何外力作用(即不进行控制)下, 依靠对象自身的能力, 对象的输出(被控变量)便可自发地恢复到新的平衡状态, 则称这类对象是有自平衡能力的被控对象。反之为无自平衡能力。

(1) 有自平衡能力的被控对象, 如图 2.9(a) 所示的蒸汽加热器。在初始状态下, 进入系统的热量与流出系统的热量相等, 被加热冷流体的出口温度恒定在 $\theta(0)$ 。当蒸汽阀门突然开大, 流入的蒸汽流量阶跃增大时, 热平衡被破坏。由于流入热量大于流出热量, 多余的热量便先开始加热换热管壁, 继而又使管内被加热流体的温度升高, 出口温度也随之升高。这样, 随着流出热量的不断增大, 流入与流出热量之差会逐渐减小, 被加热流体的出口温度的上升速度也随之逐渐减慢。最终加热系统自发地建立起新的热量平衡, 出口温度稳定在一个新的数值上。

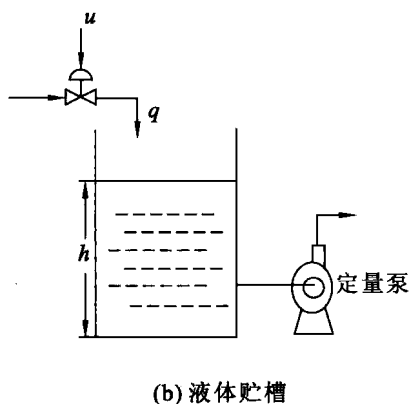
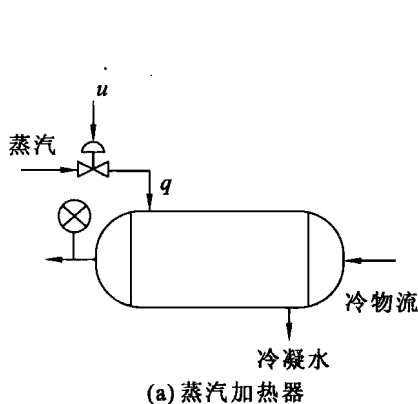


图 2.9

(2) 无自平衡能力的被控对象, 如图 2.9(b) 所示的液体贮槽, 其出料由定量泵抽出。因此, 该贮槽的出料量是始终恒定的, 当进料阀的开度突然开大, 使进料量阶跃增加后, 物料平衡被破坏, 多余的进料量便在贮槽内蓄积起来。由于出料量不受高度的影响, 始终保持不变, 系统无法建立起新的物料平衡, 液位呈现等速上升状态, 直到溢出。显然这是无自平衡能力的被控对象。

【习题 2.2】

解:我们忽略温度计玻璃本身的热容,只考虑温度计内水银的热容。水银具有的热量 Q 为:

$$Q = M \cdot c \cdot T$$

式中 M ——水银的重量;

c ——水银的比热容。

单位时间由周围环境(温度为 T_i)传给水银温度计的热量应该等水银内蓄存热量的变化率,因此可写成下列式子:

$$\frac{dQ}{dt} = Mc \frac{dT_0}{dt} = \alpha F (T_i - T_0)$$

式中 α ——水银温度计的等效导热系数;

F ——水银温度计的外表面积。

上述方程式可改写为:

$$\frac{Mc}{\alpha F} \cdot \frac{dT_0}{dt} + T_0 = T_i$$

如令 $T = \frac{Mc}{\alpha F}$, 则有:

$$T \frac{dT_0}{dt} + T_0 = T_i$$

其相应传递函数 $G(s)$ 为:

$$G(s) = \frac{T_0(s)}{T_i(s)} = \frac{1}{Ts + 1}$$

【习题 2.3】

解:若在料斗处加大送料量,溶解槽中的溶液浓度要等增加的溶质由料斗送到加料口并落入槽中后才改变,也就是说,溶液浓度的变化比加料量的改变滞后,滞后的时间等于输送带输送的时间,这就是纯滞后现象,纯滞后时间为:

$$\tau = \frac{\text{输送带长度}}{\text{输送带速度}} = \frac{l}{v}$$

下面推导该系统的传递函数。首先不考虑纯滞后,即假设料斗的溶质直接落入溶解槽,参考例 2.1 可知溶液浓度 $y(t)$ 与料斗加料量 $x(t)$ 的关系为:

$$T \frac{dy(t)}{dt} + y(t) = Kx(t)$$

当溶质由输送机输送时,即考虑纯滞后,其微分方程应为

$$T \frac{dy(t+\tau)}{dt} + y(t+\tau) = Kx(t)$$

由拉氏变换实数位移定理可导出系统的传递函数:

$$Tse^{\sigma} Y(s) + e^{\sigma} Y(s) = KX(s)$$

即:

$$(Ts + 1)e^{\sigma} Y(s) = KX(s)$$

则:

$$G(s) = \frac{K}{Ts + 1} e^{-\sigma}$$

【习题 2.4】

解:(1) 由题可知, $y_1(t) = y(t) + y_1(t - \Delta t)$, 因此得到如下阶跃响应值:

t/min	1	3	4	5	8	10	13	15	20	30	40	50	60	70	80	90
$\theta/^\circ\text{C}$	0.36	1.8	3.6	6.8	14.9	21.3	30.8	41.1	58.6	85.4	103	112.6	117.3	119.8	120.6	121

根据数据得到图 2.10。

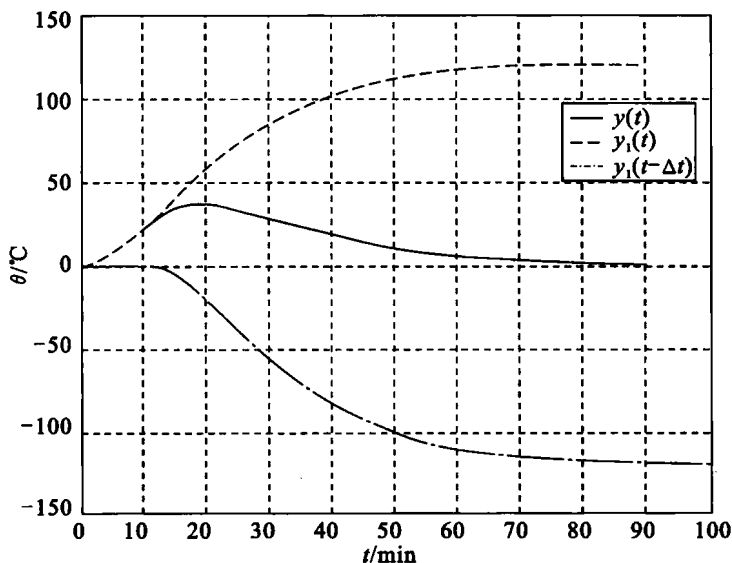


图 2.10 阶跃响应曲线

(2) 由图 2.10 中读得, 当 $\frac{y_1(t_1)}{y_1(\infty)} = 0.4$ 和 $\frac{y_1(t_2)}{y_1(\infty)} = 0.8$ 时, 对应的 $t_1 = 16, t_2 = 36$, 则有

$$\left. \begin{aligned} T_1 + T_2 &\approx \frac{t_1 + t_2}{2.16} = 24 \\ \frac{T_1 T_2}{(T_1 + T_2)^2} &\approx 1.74 \frac{t_1}{t_2} - 0.55 \approx 0.2233 \end{aligned} \right\} \begin{aligned} T_1 &\approx 8 \\ T_2 &\approx 16 \end{aligned}$$

$$K = \frac{y(\infty) - y(0)}{\Delta u} = \frac{121 - 0}{1} = 121, \quad \tau = 0$$

因此, 对应可得传递函数为:

$$G(s) = \frac{121}{(8s+1)(16s+1)}$$

【习题 2.5】

解: 由题意知: $y(i) = ax(i) + b, i = 1, \dots, 6$

$$\begin{aligned} \text{令 } X &= \begin{bmatrix} x(1) & x(2) & x(3) & x(4) & x(5) & x(6) \\ 1 & 1 & 1 & 1 & 1 & 1 \end{bmatrix} \\ &= \begin{bmatrix} 1.6 & 2.2 & 3.7 & 5.2 & 6.2 & 7.3 \\ 1 & 1 & 1 & 1 & 1 & 1 \end{bmatrix} \\ Y &= [y(1) \quad y(2) \quad y(3) \quad y(4) \quad y(5) \quad y(6)]^T \\ &= [1.5 \quad 2.7 \quad 3.7 \quad 4.3 \quad 5.5 \quad 6.0]^T \end{aligned}$$

则方程可表示为: $Y = X^T \begin{bmatrix} a \\ b \end{bmatrix}$

故有：

$$\begin{bmatrix} a \\ b \end{bmatrix} = (XX^T)^{-1}XY = \begin{bmatrix} 0.7189 \\ 0.6525 \end{bmatrix}$$

所以可得系统方程：

$$y = 0.7189x + 0.6525$$

结果如图 2.11 所示，与实验数据拟合良好。

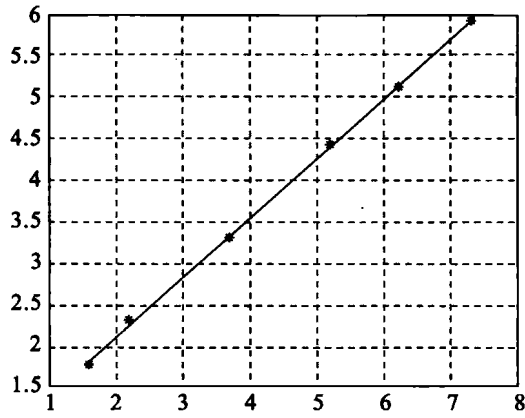


图 2.11 实验曲线

3 过程控制系统设计

3.1 重点和难点

- 过程控制系统设计步骤；
- 确定控制变量与控制方案；
- 过程控制系统硬件选择；
- 节流元件计算；
- 调节阀选择。

3.2 内容提要

3.2.1 过程控制系统设计步骤

- (1) 根据工艺要求和控制目标确定系统变量；
- (2) 建立数学模型；
- (3) 确定控制方案；
- (4) 选择硬件设备；
- (5) 选择控制算法,进行控制器设计；
- (6) 软件设计。

3.2.2 确定控制变量与控制方案

- (1) 由系统过程控制目标选定被控变量和输入变量。
- (2) 控制方案包括控制结构(反馈控制、前馈控制)和控制算法。

3.2.3 过程控制系统硬件选择

过程控制系统的硬件是根据输入输出变量以及控制要求进行选择,原则是保证控制目标和控制方案的实施。包含控制装置、测量仪表、传感器、执行机构和报警、保护、连锁等部件。设备选型原则包括可靠性原则、实用性原则和先进性原则。

3.2.4 节流元件计算

- (1) 介绍流量计算有关的基本概念:流量、雷诺数、等熵指数、流体密度、流体粘度、气体压缩系数。
- (2) 常用流量计类型分为差压式、速度式、容积式流量计和其他类型流量计。
- (3) 节流元件检测流量的原理是流量与节流元件前后的压力差的平方根成正比。节流元件应用最多的是孔板、喷嘴、文丘里喷嘴、文丘里管,还有其他“特殊节流装置”。

(4) 标准节流元件的取压方式有径距取压、法兰取压和角接取压三种方式。节流元件的计算基于流出系数,采用迭代算法完成。

3.2.5 调节阀选择

(1) 调节阀的调节原理是:通过阀的体积流量与有效流通截面积和通过阀前后的压降的平方根成正比,与流通的密度的平方根和阀的阻力系数的平方根成反比。

(2) 调节阀的流量特性指流体流过阀门的相对流量 Q_r 和相对开度 L_r 之间的函数关系。调节阀的理想流量特性是指阀前后压差保持不变的特性,主要有四种:直线、对数、抛物线和快开流量特性。

(3) 调节阀口径计算包括:①调节阀流量系数 K_v 值的计算;②调节阀口径选择;③开度验算;④可调比验算。

3.3 例 题

【例 3.1】 试述差压式流量计的工作原理,说明哪些因素对差压式流量计的流量测量有影响?

答:根据流体力学中的伯努利方程和流体连续性方程,可以导出流体经节流装置时的压差与流量之间有一定的对应关系,其定量关系符合流量基本方程式。根据这个方程式,就可以通过测量压差计算流过的流量值,这就是差压式流量计测量流量的原理。

由于流量基本方程式是在一定的条件下推导而得的,这些条件包括节流装置的形式、尺寸、取压方式以及流体的工艺条件(密度、温度、压力、雷诺数等),以上这些条件改变时都会影响流量的测量。

【例 3.2】 测量煤气流量用孔板设计计算实例。

(1) 已知条件

被测流体:高炉煤气

最大流量: $q_{1v\max} = 7500 \text{ m}^3/\text{h}$ (标况)

常用流量: $q_{1v\text{com}} = 6000 \text{ m}^3/\text{h}$ (标况)

最小流量: $q_{1v\min} = 4500 \text{ m}^3/\text{h}$ (标况)

标准状态: 0°C , 101325 Pa

工作压力: $P = 5000 \text{ Pa}$

工作温度: $t_1 = 30^\circ\text{C}$

大气压力: $P_{\text{atm}} = 99400 \text{ Pa}$

相对湿度: $\varphi_1 = 100\%$

标准状态下高炉干煤气密度: $\rho_0 = 1.3328 \text{ kg}/\text{m}^3$

工作状态下高炉煤气的动力粘度: $\mu = 17.6 \times 10^{-6} \text{ Pa} \cdot \text{s}$

工作状态下高炉煤气的等熵指数: $k = 1.3807$

管道内径: $D = 600.0 \text{ mm}$

管道粗糙度: $K = 0.3 \text{ mm}$

差压上限: $\Delta p = 1600 \text{ Pa}$

允许的压力损失: $\Delta\omega \leq 1200 \text{ Pa}$

(2) 辅助计算

工作绝对温度: $T_1 = 273.15 + 30 = 303.15 \text{ K}$

工作绝对压力: $p_1 = p + p_{\text{atm}} = 5000 + 99400 = 104400 \text{ Pa}$

工作状态下, 高炉干煤气的密度:

$$\rho_{g1} = \rho_{g0} \frac{p_1 - \varphi_1 p_{s1\max}}{p_0} \times \frac{T_0 Z_0}{T_1 Z_1} = 1.3328 \times \frac{104400 - 1 \times 4245}{101325} \times \frac{273.15 \times 1}{303.15 \times 1} = 1.18707 \text{ kg/m}^3$$

式中, 当 $t_1 = 30 \text{ }^\circ\text{C}$ 时, 可由查表知 $p_{s1\max} = 4245 \text{ Pa}$ 。

管道相对粗糙度:

$$F_K = K/D = 0.3/600 = 5 \times 10^{-4}$$

工作状态下高炉湿煤气的密度:

$$\rho_1 = \rho_{g1} + \rho_{s1} = \rho_{g1} + \varphi_1 \rho_{s1\max} = 1.18707 + 1 \times 0.03037 = 1.2174 \text{ kg/m}^3$$

式中, 当 $t_1 = 30 \text{ }^\circ\text{C}$ 时, 可由查表知 $\rho_{s1\max} = 0.03037 \text{ kg/m}^3$ 。

工作状态下高炉煤气的体积流量:

$$q_{v1} = q_{v0} \frac{p_0}{(p_1 - \varphi_1 p_{s1\max})} \times \frac{T_1 Z_1}{T_0 Z_0} = q_{v0} \frac{101325}{104400 - 1 \times 4245} \times \frac{303.15 \times 1}{273.15 \times 1} = 1.1228 q_{v0}$$

$$q_{v1\max} = 1.1228 q_{v\max} = 1.1228 \times 7500 = 8420.96 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$q_{v1\text{com}} = 1.1228 q_{v\text{com}} = 1.1228 \times 6000 = 6736.77 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$q_{v1\min} = 1.1228 q_{v\min} = 1.1228 \times 4500 = 5052.58 \text{ m}^3/\text{h}$$

求最小流量、常用流量和最大流量时的雷诺数:

$$Re_{D\min} = \frac{4 q_{v1\min} \rho_1}{\pi \mu D} = \frac{4 \times \frac{5052.58}{3600} \times 1.2174}{\pi \times 0.0176 \times 10^{-3} \times 0.600067} = 2.05 \times 10^5$$

$$Re_{D\text{com}} = \frac{4 q_{v1\text{com}} \rho_1}{\pi \mu D} = \frac{4 \times \frac{6736.77}{3600} \times 1.2174}{\pi \times 0.0176 \times 10^{-3} \times 0.600067} = 2.74 \times 10^5$$

$$Re_{D\max} = \frac{4 q_{v1\max} \rho_1}{\pi \mu D} = \frac{4 \times \frac{8420.96}{3600} \times 1.2174}{\pi \times 0.0176 \times 10^{-3} \times 0.600067} = 3.43 \times 10^5$$

(3) 计算

求 A_2 :

$$A_2 = \frac{4 q_{v1\text{com}} \rho_1}{\pi D^2 \sqrt{2 \Delta p_{\text{com}} \rho_1}} = \frac{4 \times \frac{6736.77}{3600} \times 1.2174}{\pi \times 0.600067^2 \times \sqrt{2 \times 1024 \times 1.2174}} = 0.16133$$

求 β :

假设 $C = 0.600, \epsilon = 1$

$$\beta_0 = \left[1 + \left(\frac{C\epsilon}{A_2} \right)^2 \right]^{-1/4} = \left[1 + \left(\frac{0.600}{0.16133} \right)^2 \right]^{-1/4} = 0.50952$$

$$C_0 = 0.5959 + 0.0312 \beta_0^{2.1} - 0.1840 \beta_0^3 + 0.0029 \beta_0^{2.5} \times \left(\frac{10^6}{Re_{D\text{com}}} \right)^{0.75}$$

$$+ 0.0390 \beta_0^4 \times (1 - \beta_0^4)^{-1} - 0.01584 \beta_0^3 = 0.60478$$

$$\epsilon_0 = 1 - (0.41 + 0.35 \beta_0^4) \frac{\Delta p_{\text{com}}}{K p_1} = 1 - (0.41 + 0.35 \times 0.50952^4) \frac{1024}{1.3807 \times 104400} = 0.99692$$

$$\beta_1 = \left[1 + \left(\frac{C_0 \epsilon_0}{A_2} \right)^2 \right]^{-1/4} = \left[1 + \left(\frac{0.60478 \times 0.99692}{0.16133} \right)^2 \right]^{-1/4} = 0.50842$$

$$C_1 = 0.60474, \quad \epsilon_1 = 0.99692$$

$$\beta_1 = \left[1 + \left(\frac{C_1 \epsilon_1}{A_2} \right)^2 \right]^{-1/4} = 0.50844$$

$$|\beta_2 - \beta_1| = 0.00002 < 0.0001, \text{迭代停止}$$

求 d :

$$d = \beta_2 D = 0.50844 \times 600.067 = 305.098 \text{ mm}$$

验算流量:

$$\begin{aligned} q'_{vcom} &= \frac{\pi}{4} \times \frac{C_1}{\sqrt{1-\beta_1^4}} \epsilon d^2 \sqrt{2\Delta p_{com}/\rho_1} \times 3600 \\ &= \frac{\pi}{4} \times \frac{0.60474}{\sqrt{1-0.50844^4}} \times 0.99692 \times 0.305098^2 \times \sqrt{2 \times 1024 / 1.2174} \times 3600 \\ &= 6737.016 \text{ m}^3/\text{h} \end{aligned}$$

$$E = \left| \frac{q'_{vcom} - q_{vcom}}{q_{vcom}} \times 100\% \right| = \left| \frac{6737.016 - 6736.77}{6736.77} \times 100\% \right| = 0.003\% < |0.02\%|$$

(允许偏差值)

最大压损:

$$\Delta\omega = (1 - \beta_1^{1.9}) \Delta p = (1 - 0.50844^{1.9}) \times 1600 = 1157.4 \text{ Pa}$$

【例 3.3】 有一冷却控制系统,冷却水由离心泵供应,冷却水经冷却器后最终排入水沟,泵出口压力 $P_1 = 400 \text{ kPa}$,冷却水最大流量为 $18 \text{ m}^3/\text{h}$,正常流量为 $10 \text{ m}^3/\text{h}$,最大流量时调节阀上的压降为 164 kPa ,试为该系系统选择一个调节阀。

解:根据题意,冷却水的最大流量 $q_{vmax} = 18 \text{ m}^3/\text{h}$;

由于系统总压差 $\Delta p = P_1 = 400 \text{ kPa}$,阀全开时其阀上压降 $\Delta p_v = 164 \text{ kPa}$,所以阻力比 $s = \frac{\Delta p_v}{\Delta p} = \frac{164}{400} = 0.41$ 。根据工艺配管情况,这样阀的理想流量特性为等百分比特性。

根据不可压缩流体的流通能力计算公式,求得最大流量时的

$$K_{Vmax} = \frac{10Q_{max}\sqrt{\rho}}{\sqrt{\Delta p}} = \frac{10 \times 18 \times \sqrt{1}}{\sqrt{164}} \approx 14$$

由常用小型气动薄膜单座调节阀的基本参数,可查得略大于计算得到的流通能力的等百分比特性控制阀的流通能力 K_V 为 16,其阀座直径 $D_g = 32\text{mm}$ 。

【例 3.4】 已知阀的最大流量 $Q_{max} = 100 \text{ m}^3/\text{h}$,可调范围 $R = 30$ 。试分别计算在理想情况下阀的相对行程为 $\frac{l}{L} = 0.1, 0.2, 0.8, 0.9$ 时的流量 Q ,并比较不同理想流量特性的控制阀在小开度与大开度时的流量变化情况。

(1) 直线流量特性。

(2) 等百分比流量特性。

解:(1) 根据直线流量特性的相对流量与相对行程之间的关系:

$$\frac{Q}{Q_{max}} = \frac{1}{R} \left[1 + (R-1) \frac{l}{L} \right]$$

分别在公式中代入数据 $Q_{\max}=100 \text{ m}^3/\text{h}$, $R=30$, $\frac{l}{L}=0.1, 0.2, 0.8, 0.9$ 等数据, 可计算出在相对行程为 0.1、0.2、0.8、0.9 时的流量值。

$$Q_{0.1}=13 \text{ m}^3/\text{h}, \quad Q_{0.2}=22.67 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q_{0.8}=80.67 \text{ m}^3/\text{h}, \quad Q_{0.9}=90.33 \text{ m}^3/\text{h}$$

(2) 根据等百分比流量特性的相对流量与相对行程之间的关系

$$\frac{Q}{Q_{\max}}=R\left(\frac{l}{L}-1\right)$$

分别代入上述数据, 可得

$$Q_{0.1}=4.68 \text{ m}^3/\text{h}, \quad Q_{0.2}=6.58 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q_{0.8}=50.65 \text{ m}^3/\text{h}, \quad Q_{0.9}=71.17 \text{ m}^3/\text{h}$$

由上述数据可以算得, 对于直线流量特性的控制阀, 相对行程由 10% 变化到 20% 时, 流量变化的相对值为 $\frac{22.67-13}{13} \times 100\% = 74.4\%$; 相对行程由 80% 变化到 90% 时, 流量变化的相对值为 $\frac{90.33-80.67}{80.67} \times 100\% = 12\%$ 。由此可见, 对于直线流量特性的控制阀, 在小开度时, 行程变化了 10%, 流量就在原有基础上增加了 74.4%, 控制作用很强, 容易使系统产生振荡; 在大开度时 (80% 处), 行程同样变化了 10%, 流量只在原有基础上增加了 12%, 控制作用很弱, 控制不够及时有力, 这是直线流量特性控制阀的一个缺陷。

对于等百分比流量特性的控制阀, 相对行程由 80% 变到 90% 时, 流量变化的相对值为 $\frac{6.58-4.68}{4.68} \times 100\% = 40\%$; 相对行程由 80% 变到 90% 时, 流量变化相对值为 $\frac{71.17-50.65}{50.65} \times 100\% = 40\%$ 。故对于等百分特性控制阀, 不管是小开度或大开度时, 行程同样变化了 10%, 流量在原来基础上变化的相对百分数是相等的, 故取名为等百分比流量特性。具有这种特性的控制阀, 在同样的行程变化值下, 小开度时流量变化小, 控制比较平稳缓和; 大开度时流量变化大, 控制灵敏有效, 这是它的一个优点。

3.4 练 习 题

【习题 3.1】被控变量的选择应该遵循哪些原则?

【习题 3.2】操纵变量的选择应遵循哪些原则?

【习题 3.3】什么叫可控因素 (变量) 与不可控因素? 当存在若干个可控因素时, 应如何选择操纵变量才是比较合理的控制元素?

【习题 3.4】体积流量、质量流量、瞬时流量、累积流量的含义各是什么?

【习题 3.5】流量检测的方法主要有哪两大类? 各自包含哪些检测方法?

【习题 3.6】什么叫做节流现象? 流体经过节流装置时为什么会产生静压差?

【习题 3.7】什么叫标准节流装置?

【习题 3.8】控制阀的流量特性是指什么?

【习题 3.9】何谓控制阀的理想流量特性和工作流量特性? 理想流量特性有哪几种?

【习题 3.10】 为什么说等百分特性又叫做对数特性? 与线性特性比较起来有什么优点?

【习题 3.11】 什么是控制阀的可控范围? 在串、并联管道中可调范围为什么会变化?

【习题 3.12】 什么是串联管道中的阻力比 s ? s 值的减少为什么会使理想流量特性发生畸变?

【习题 3.13】 什么是并联管道的分流比 x ? 试说明 x 值的变化对控制阀流量特性的影响。

【习题 3.14】 如果控制阀的旁路流量较大,会出现什么情况?

【习题 3.15】 如何选择控制阀的流量特性?

【习题 3.16】 什么是控制阀的流量系数 K_v ? 如何选择控制阀的口径?

【习题 3.17】 对于一台可调范围 $R=30$ 的控制阀,已知其最大流量系数为 $K_{v\max}=100$,流体密度为 1 g/cm^3 。阀由全关到全开时,由于串联管道的影响,使阀两端的压差由 100 kPa 降为 60 kPa ,如果不考虑阀的泄露量的影响,试计算系统的阻力比 s ,并说明串联管道对可调范围的影响(假设被控流体为非阻塞的液体)。

【习题 3.18】 某台控制阀的流量系数 $K_{v\max}=200$ 。当阀前后压差为 1.2 MPa ,流体密度为 0.81 g/m^3 ,流动状态为非阻塞流时,问所能通过的最大流量为多少? 如果压差变为 0.2 MPa 时,所能通过的最大流量为多少?

【习题 3.19】 已知某控制阀串联在管道中,系统总压差为 100 kPa ,阻力比为 0.5 。阀全开时流过水的最大流量为 $60\text{ m}^3/\text{h}$ 。阀的可调范围为 $R=30$,假设流动状态为非阻塞流。问阀的额定(最大)流量系数 C_{\max} ?

【习题 3.20】 在实际生产中,如果由于负荷的变动,使原设计的控制阀尺寸不能相适应,会有什么后果,为什么?

【习题 3.21】 已知阀的最大流量 $Q_{\max}=50\text{ m}^3/\text{h}$,可调范围 $R=30$ 。

(1) 计算其最小流量 Q_{\min} ,并说明 Q_{\min} 是否就是阀的泄漏量。

(2) 若阀的特性为直线流量特性,问在理想情况下阀的相对行程 l/L 为 0.2 及 0.8 时的流量值 Q 。

(3) 若阀的特性为等百分比流量特性,问在理想情况下阀的相对行程为 0.2 及 0.8 时的流量值 Q 。

【习题 3.22】 阀的理想流量特性分别为直线流量特性和等百分比流量特性,试求出在理想情况下,相对行程分别为 $\frac{l}{L}=0.2$ 和 0.8 时的两种阀的相对放大系数 $\frac{d\left(\frac{Q}{Q_{\max}}\right)}{d\left(\frac{l}{L}\right)}=K$ 。

【习题 3.23】 已知某控制阀串联在管道中,系统总压差为 100 kPa ,阻力比为 0.5 。阀全开时流过水的最大流量为 $60\text{ m}^3/\text{h}$ 。阀的理论可调范围为 30 ,假设流动状态为非阻塞流。问该阀的额定(最大)流量系数 C_{\max} 及实际的可调范围 R' 为多少?

【习题 3.24】 某台控制阀的额定流量系数 $K_{v\max}=100$ 。当阀前后压差为 200 kPa 时,其两种流体密度分别为 1.2 g/cm^3 和 0.8 g/cm^3 ,流体状态均为非阻塞流时,能通过的最大流量各是多少?

3.5 练习题解答

【习题 3.1】

答:被控变量的正确选择是关系到系统能否达到预期控制效果的重要因素,它选择的一般原则是:

- (1) 被控变量应能代表一定的工艺操作指标或是反映工艺操作状态的重要变量;
- (2) 被控变量应是工艺生产过程中经常变化,因而是需要频繁加以控制的变量;
- (3) 被控变量应尽可能选择工艺生产过程的直接控制指标,当无法获得直接控制指标信号,或其测量或传送滞后很大时,可选择与直接控制指标有单值对应关系的间接控制指标;
- (4) 被控变量应是能测量的,并具有较大灵敏度的变量;
- (5) 被控变量应是独立可控的;
- (6) 应考虑工艺的合理性与经济性。

【习题 3.2】

- 答:(1) 操纵变量应是工艺上允许加以控制的可控变量;
- (2) 操纵变量应是对被控变量影响诸因素中比较灵敏的变量,即控制通道的放大系数要大一些,时间常数要小一些,纯滞后时间要尽量小;
- (3) 操纵变量的选择还应该考虑工艺的合理性和生产的经济性。

【习题 3.3】

答:工艺上允许加以控制的变量称为可控变量,否则称为不可控变量。当存在多个可控变量时,应选择其中对被控变量影响较大且较快的作为操纵变量,同时应考虑工艺的合理性与生产的经济性。

【习题 3.4】

答:流量通常是指单位时间内流经管道某截面的流体的数量,也就是所谓的瞬时流量;在某一段时间内流过流体的总和,称为总量或者累积流量。

以体积表示的瞬时流量称为体积流量,以质量表示的瞬时流量称为质量流量。

【习题 3.5】

答:流量检测方法大致可分为测体积流量和测质量流量两大类。测体积流量的方法有容积法和速度法两类;测质量流量的方法有直接法和间接法两类。

【习题 3.6】

答:流体在有节流装置的管道中流动时,在节流装置前后的管壁处,流体的静压力产生差异的现象称为节流现象。

流体经节流装置时,由于流速发生变化,使流体的动能发生变化,根据能量守恒定律,动能的变化必然引起静压能变化,所以在流体经节流装置时必然会产生静压差。

【习题 3.7】

答:标准节流装置是指节流装置的结构、工艺要求、取压方式和使用条件都已达到标准化的节流装置。

【习题 3.8】

答:控制阀的流量特性是指被控介质流过阀门的相对流量与阀门的相对开度(或相对位移)之间的关系,即:

$$\frac{Q}{Q_{\max}} = f\left(\frac{l}{L}\right)$$

式中,相对流量 $\frac{Q}{Q_{\max}}$ 是控制阀某一开度时的流量 Q 与全开时的流量 Q_{\max} 之比,相对开度 $\frac{l}{L}$ 是控制阀在某一开度时阀杆行程 l 与阀杆全行程 L 之比。

【习题 3.9】

答:阀前后压差保持不变时的流量特性称为理想流量特性;在实际使用过程中,阀前后的压差会随阀的开度变化而变化,此时的流量特性称为工作流量特性。

理想流量特性主要有直线、等百分比(对数)、抛物线以及快开等几种。

【习题 3.10】

答:等百分比流量特性是指单位相对开度变化所引起的相对流量变化与此点的相对流量成正比关系,即控制阀的放大系数随相对流量的增加而增加,即:

$$\frac{d\left(\frac{Q}{Q_{\max}}\right)}{d\left(\frac{l}{L}\right)} = K \frac{Q}{Q_{\max}}$$

将上式积分得:

$$\ln \frac{Q}{Q_{\max}} = K \frac{l}{L} + C$$

由上式可以看出,等百分流量特性的相对流量的对数值与相位行程成正比,故又称对数特性。

由于等百分比流量特性的控制阀,其放大系数随相对流量的增加而增加,在同样的行程变化值下,流量小时流量变化小,控制平稳缓和;流量大时流量变化大,控制灵敏有效,这是它比起线性特性的控制阀来说所具有的优点。

【习题 3.11】

答:控制阀所能控制的最大流量 Q_{\max} 与最小流量 Q_{\min} 的比值,称为控制阀的可调范围或可调比 R ,即:

$$R = \frac{Q_{\max}}{Q_{\min}}$$

在串联管道中,由于随着流量的增加,管道上的压力随时增加,使得阀全开时 Q_{\max} 降低,故可调范围降低。

在并联管道中,由于阀全开时流体会从旁路流过,故 Q_{\min} 增加,亦会使可调范围降低。

【习题 3.12】

答: s 值表示控制阀全开时阀上压差与系统总压差之比。当 $s=1$ 时,说明系统总压差全部降在控制阀上,所以控制阀在工作过程中,随着阀开度的变化,阀两端的压差是不变的,故工作流量特性与理想流量特性是一致的。当 s 值小于 1 时,系统的总压差一部分降在控制阀,另一部分降在控制阀串联的管道上。随着阀的开度增大,流量增加,降在串联管道上的压差增加,从而使降在控制阀上的压差减少,因而流过控制阀的流量也减少。所以随着 s 值减

少,会使理想流量特性发生畸变,阀的开度越大,使实际流量值离开理想值越大。具体来说,会使理想的直线流量特性畸变为快开特性,使理想的等百分比流量特性畸变为直线特性。

【习题 3.13】

答: x 值表示并联管道时,控制阀全开时流过控制阀的流量与总管的总流量之比。 $x=1$ 时,说明流过控制阀的流量等于总管的流量,即旁路流量为零,如果这时阀的流量为理想流量特性,那么随着 x 值的减少,说明流过旁路的流量增加。这时,控制阀即使关死,也有一部分流体从旁路通过,所以控制阀所能控制的最小流量比原先的大大增加,使控制阀的可调范围减小,阀的流量特性发生畸变。

【习题 3.14】

答:当旁路流量较大时,会使 x 值降低,严重时,会使控制阀几乎失去控制作用。因为当 x 值很小时,大部分流量都从旁路通过,控制阀对这部分流量是不起控制作用的。

【习题 3.15】

答:在生产中常用的理想特性是线性、对数和快开特性,而快开特性主要用于双位控制及程序控制,因此控制阀流量特性的选择通常是指如何合理选择线性和对数流量特性。正确的选择步骤是:

- (1) 根据过程特性,选择阀的工作特性;
- (2) 根据配管情况,从所需的工作特性出发,推断理想流量特性(制造厂所标明的阀门特性是理想流量特性),具体选择方法如下。

配管状态	$s=1\sim0.6$		$s=0.6\sim0.3$		$s<0.3$ (低 s)	
实际工作特性	线性	对数	线性	对数	线性	对数
所选理想特性	线性	对数	对数	对数	对数 ^①	对数 ^①

注:①为需要表态非线性补偿。

【习题 3.16】

答:流量系数 K_v 的大小直接反映了流体通过控制阀的最大能力,它是控制阀的一个重要参数。流通能力 K_v 的定义是:控制阀全开时,阀前后压差为 100 kPa、流体密度为 1 g/cm³ 时,每小时流经控制阀的流量值(m³/h)。例如,有一控制阀 $K_v=40$,表示当此阀两端压差为 0.1 MPa 时,全开每小时能通过的水量为 40 m³。

控制阀口径的确定需要经过以下步骤:

- ① 根据生产能力、设备负荷决定最大流量 q_{vmax} ;
- ② 根据所选的流量特性及系统特点选定 s 值($s=\frac{\Delta p_v}{\Delta p}$),然后求出计算压差(即阀门全开时的压差);
- ③ 根据流通能力计算公式,求得最大流量时的 K_{vmax} ;
- ④ 根据已经求得的 K_{vmax} ,在所选用的产品型号的标准系列中选取大于 K_{vmax} 并最接近于 K_v 的值,从而选取阀门口径;
- ⑤ 验证控制阀门的开度和可调比,一般要求最大流量时阀门开度不超过 90%,最小流量时开度不小于 10%。

验证合格后,根据 K_v 确定控制阀的公称通径和阀座直径。

【习题 3.17】

解: 由于阻力比 s 等于控制阀全开时阀上压差与系统总压差之比, 在不考虑阀的泄漏量的影响时, 阀全关时阀两端的压差就可视为系统总压差, 故本系统总压差为 100 kPa, 阀全开时两端压差为 60 kPa, 所以阻力比 $s = \frac{60}{100} = 0.6$ 。

由于该阀的 $K_{V\max} = 100$, $R = 30$, 在理想状况下, 阀两端的压差维持为 100 kPa, 流体密度为 1 g/cm^3 , 则最大流量 $Q_{\max} = 100 \text{ m}^3/\text{h}$, 最小流量 $Q_{\min} = \frac{Q_{\max}}{R} = \frac{100}{30} = 3.33 \text{ m}^3/\text{h}$ 。

对于非阻塞流的液体, $K_{V\max} = 10Q_{\max} \sqrt{\rho/(p_1 - p_2)}$ 。

串联管道时, 由于压差由 100 kPa 降为 60 kPa, 故这时通过阀的最大流量将不再是 $100 \text{ m}^3/\text{h}$, 而是 $Q'_{\max} = \frac{100}{\rho} \sqrt{(p_1 - p_2)/\rho} = 10 \sqrt{60/1} = 77.46 \text{ m}^3/\text{h}$ 。这时的可调范围 $R' = \frac{Q'_{\max}}{Q_{\min}} = \frac{77.46}{3.33} = 23.26$ 。

由上可见, 串联管道时, 会使控制阀的流量特性发生畸变, 其可调范围会有所降低。如果 s 值很低, 会使可调范围大大降低, 以致影响控制阀的特性, 使之不能发挥应有的控制作用。

当然, 从节能的观点来看, s 值大说明耗在阀上的压降大, 能量损失大, 这是不利的一面。

【习题 3.18】

解: 由公式 $K_{V\max} = 10Q_{\max} \sqrt{\rho/(p_1 - p_2)}$ 得:

$$Q_{\max} = \frac{C_{\max}}{10} \times \sqrt{\frac{p_1 - p_2}{\rho}} = \frac{200}{10} \times \sqrt{\frac{1200}{0.81}} = 769.8 \text{ m}^3/\text{h}$$

当压差变为 0.2 MPa 时, 所能通过的最大流量为:

$$Q'_{\max} = \frac{K_{V\max}}{10} \times \sqrt{\frac{p_1 - p_2}{\rho}} = \frac{200}{10} \times \sqrt{\frac{200}{0.81}} = 314.3 \text{ m}^3/\text{h}$$

上述结果表明, 提高控制阀两端的压差时, 对于同一尺寸的控制阀, 会使所能通过的最大流量增加。换句话说, 在工艺上要求的最大流量已经确定的情况下, 增加阀两端的压差, 可以减小所选择控制阀的尺寸(口径), 以节省投资。这在选择控制方案时, 有时是需要加以考虑的。例如离心泵的流量控制, 其控制阀一般安装在出口管线上, 而不安装在吸入管线上, 这是因为离心泵的吸入高度(压头)是有限的, 压差较小将会影响控制阀的正常工作。同时, 由于离心泵的吸入压头损失在控制阀上, 会影响离心泵的正常工作。

【习题 3.19】

解:

$$C_{\max} = 10Q_{V\max} \sqrt{\rho/(p_1 - p_2)}$$

$$\Delta p = 100 \times 0.5 = 50 \text{ kPa}$$

$$C_{\max} = 10 \times 60 \times \sqrt{1000/100 \times 0.5 \times 10^5} = 84.5$$

【习题 3.20】

解: 控制阀的尺寸是按负荷的大小、系统提供的压差、配管情况、流体性质等设计的。如果由于生产负荷的增加, 使原设计的控制阀尺寸显得太小时, 会使控制阀经常工作在大开

度,控制效果不好,当出现控制阀全开仍满足不了生产负荷的要求时,就会失去控制作用。此时若企图开启旁路阀来满足对负荷的要求,就会使控制阀特性发生畸变,可调范围大大降低;当生产中由于负荷减少,使原设计的控制阀尺寸显得太大时,会使控制阀经常工作在小开度,控制显得过于灵敏(对于直线流量特性的控制阀,尤其严重),控制阀有时会振动,产生噪声,严重时发出尖叫声。此时为了增加管路阻力,有时会适当关小与控制阀串联的工艺阀门,但这样做就会使控制阀的特性发生严重畸变,甚至会接近快开特性,控制阀的实际可调范围降低,严重时会使阀失去控制作用。所以当生产中负荷有较大改变时,在可能的条件下,应相应地更换控制阀,或采用其他控制方案,例如采用分程控制系统,由大、小两个控制阀并联,就可以在较大范围内适应负荷变动的要求。

【习题 3.21】

解:(1) $Q_{\min} \approx 1.67 \text{ m}^3/\text{h}$; Q_{\min} 不等于阀的泄漏量,而是比泄漏量大的可以控制的最小流量。

$$(2) \frac{d\left(\frac{Q}{Q_{\max}}\right)}{d\left(\frac{l}{L}\right)} = K \text{ 时, } Q = 11.33 \text{ m}^3/\text{h}; \frac{l}{L} = 0.8 \text{ 时, } Q = 40.33 \text{ m}^3/\text{h}.$$

$$(3) \frac{l}{L} = 0.2 \text{ 时, } Q = 3.29 \text{ m}^3/\text{h}; \frac{l}{L} = 0.8 \text{ 时, } Q = 25.32 \text{ m}^3/\text{h}.$$

【习题 3.22】

解:对于直线流量特性阀,相对行程为 0.2 和 0.8 时, K 均等于 0.967;对于等百分比流量特性阀,相对行程 $\frac{l}{L} = 0.2$ 时 $K = R^{(\frac{l}{L}-1)} \cdot \ln R = 0.22$;相对行程 $\frac{l}{L} = 0.8$ 时, $K = 1.72$ 。

【习题 3.23】

解: $K_{V\max} = 84.85$ (注意,在实际中,该数应该根据厂家提供的产品 $K_{V\max}$ 进行圆整,这里作为练习,就不考虑圆整了)。

【习题 3.24】

$$\text{解: } \rho = 1.2 \text{ g/cm}^3 \text{ 时, } Q_{\max} = 129 \text{ m}^3/\text{h};$$

$$\rho = 0.8 \text{ g/cm}^3 \text{ 时, } Q_{\max} = 158 \text{ m}^3/\text{h}.$$

4 PID 调节原理

4.1 重点和难点

- 闭环控制的概念；
- PID 控制规律及控制系统结构；
- 比例(P)、积分(I)、微分(D)调节规律及其特点；
- 数字 PID 和模拟 PID 的异同；
- PID 参数的工程整定方法；
- 智能 PID 控制方法。

4.2 内容提要

4.2.1 闭环控制

闭环控制指在控制系统中,被控变量送回输入端,与设定值进行比较,根据偏差对被控变量进行的控制。闭环控制的特点是按偏差进行控制。典型的闭环控制系统结构如图 4.1 所示。

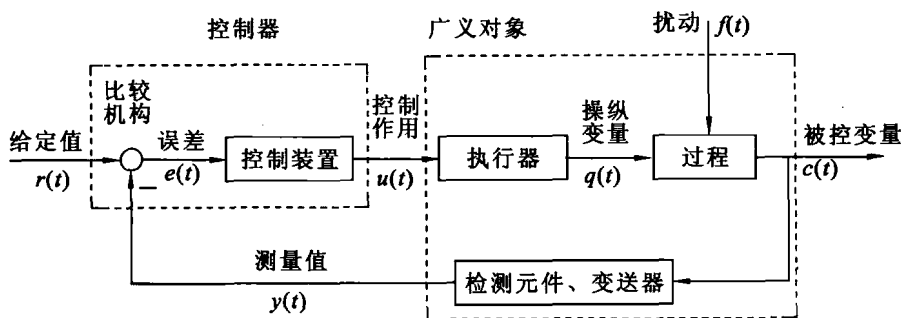


图 4.1 闭环控制系统结构图

4.2.2 PID 控制规律及控制系统结构

PID 控制是比例积分微分(Proportional Integral Differential)控制的简称。

常规 PID 控制系统的结构如图 4.1 所示。其中,控制误差 $e(t)$ 定义为:

$$e(t) = r(t) - y(t) \quad (4.1)$$

PID 控制器的输出,即控制作用 $u(t)$ 定义为式(4.2)

$$u(t) = K_P \left(e(t) + \frac{1}{T_I} \int_0^t e(t) dt + T_D \frac{de(t)}{dt} \right) \quad (4.2)$$

式中 K_P ——比例系数;

T_I ——积分时间常数;

T_D ——微分时间常数。

1. 比例调节规律及其特点

(1) 比例调节规律

在纯比例(P)调节中,调节器输出信号 u 与偏差信号 e 成正比例,即

$$u = K_P e \quad (4.3)$$

式中 K_P ——比例增益。

注意:调节器输出 u 实则为对其起始值 u_0 的增量。因此,当偏差 e 为零,因而 $u=0$ 时,并不意味着调节器没有输出,它只说明此时有 $u=u_0$ 。

(2) 比例带的定义

在工业过程控制中,比例增益 K_P 习惯用比例带(比例度) δ 来代替。比例带 δ 定义为

$$\delta = \frac{e/(e_{\max} - e_{\min})}{u/(u_{\max} - u_{\min})} \times 100\% = \frac{1}{K_P} \frac{u_{\max} - u_{\min}}{e_{\max} - e_{\min}} \times 100\% \quad (4.4)$$

式中 $e_{\max} - e_{\min}$ ——偏差信号范围,即仪表的量程;

$u_{\max} - u_{\min}$ ——调节器输出信号范围,即控制器输出的工作范围。

(3) 比例调节的特点

① 比例调节的显著特点是有差调节。即只有当被调量和设定值之间有偏差,调节器的输出才会发生变化。这种偏差又称为余差或残差,在比例调节下是不可避免的,所以说比例调节是有差调节。

② 比例调节具有反应速度快、调节及时等特点。从比例调节规律公式(4.3)可知,一旦控制偏差出现,比例调节器立即做出反应,没有丝毫滞后。

(4) 比例带对调节过程的影响

① 减小比例带,会减小比例调节的余差;

② 减小比例带,意味着增大调节系统的开环增益,将导致系统振荡加剧,甚至不稳定。

2. 积分调节规律及其特点

(1) 积分调节规律

在积分(I)调节中,调节器的输出与偏差信号的积分成正比,即

$$u = S_0 \int_0^t e dt \quad (4.5)$$

$$U(s) = \frac{S_0}{s} E(s) \quad (4.6)$$

式中 S_0 ——积分速度,可视情况取正值或负值。

(2) 积分调节的特点

① I调节是无差调节。

由式(4.5)可知,只有当被调量偏差 e 为零时,I调节器的输出才会保持不变。反过来说,当调节器输出稳定不动时,输入偏差一定为零,这意味着被控对象在负荷扰动下的调节过程结束后,被调量没有余差,而调节阀则可以停在新的负荷所要求的开度上。

② I调节的稳定作用比P调节差。对于同一个被控对象,采用I调节时其调节过程的进行总比采用P调节时缓慢,除非积分速度无穷大,否则I调节就不可能像P调节那样及时

对偏差加以响应,而是滞后于偏差的变化,从而难以对干扰进行及时的控制。也正是基于该原因,一般在工业上很少单独使用 I 调节,而基本采用 PI 调节来代替单纯的 I 调节。

(3) 积分速度对调节过程的影响

- ① 增大积分速度 S_0 , 控制系统的稳定程度降低,直到最后出现发散振荡。
- ② 增大积分速度 S_0 , 控制系统的振荡频率提高,而最大动态偏差则越来越小。
- ③ 无论增大或减小积分速度 S_0 , 被调量最后都没有余差。

3. 微分调节规律及其特点

(1) 微分调节规律

在微分(D)调节中,调节器的输出与被调量偏差对时间的导数成正比,即

$$u = S_2 \frac{de}{dt} \quad (4.7)$$

或

$$U(s) = S_2 s E(s) \quad (4.8)$$

式中 S_2 ——微分时间。

(2) 微分调节的特点

微分调节只对偏差的变化做出反应。偏差变化越剧烈,由 D 调节器给出的控制作用越大,从而及时地抑制偏差的增长,提高系统的稳定性。

4. 比例积分微分(PID)调节规律及其特点

(1) PID 调节规律

比例、积分、微分调节各有其独特的作用。比例调节成比例地反映控制偏差,偏差一旦产生,比例调节立即发挥作用,以减小偏差;积分调节主要用于消除余差;微分调节反映偏差的变化趋势,并能在偏差信号变得太大前,在系统中引入一个有效的早期修正,从而加快系统的动作速度,减少调节时间。将三种调节方式组合在一起,就是比例积分微分(PID)调节。

常规 PID 调节规律如公式(4.2)所示,相应的 PID 调节器的传递函数为:

$$G(s) = \frac{1}{\delta} \left(1 + \frac{1}{T_I s} + T_D s \right) \quad (4.9)$$

式中 δ ——比例带;

T_I ——积分时间常数;

T_D ——微分时间常数。

(2) 积分饱和现象及克服积分饱和的方法

具有积分作用的调节器,只要被调量与设定值之间有偏差,其输出就会不停地变化。当偏差始终保持一个方向时,调节器的输出 u 将因积分作用的不断累加而增大,从而使执行机构达到极限位置 x_{\max} (如阀门开度达到最大),之后尽管 u 还在增大,但执行机构已不再动作。这种现象称为积分饱和。

防止积分饱和的方法有:

- ① 限制 PI 调节器的输出在规定范围。

② 积分分离法,即人为设定一个限值,在 PI 调节器的控制偏差超过该限值时,改用纯 P 调节进行控制;在偏差小于该限值时,再投入积分作用以消除偏差。

③ 遇限削弱积分法,即人为设定一个限值,当控制输出大于该限值时,只累加负偏差,反之亦然。

4.2.3 数字 PID 控制

由于计算机只能处理数字信号,所以要用计算机实现 PID 控制,首先要将 PID 控制算法离散化,也即设计数字 PID 控制算法。

数字 PID 控制分位置式和增量式两种。

(1) 位置式数字 PID 控制算法

$$u(k) = K_P \left\{ e(k) + \frac{T}{T_I} \sum_{j=0}^k e(j) + \frac{T_D}{T} [e(k) - e(k-1)] \right\} \quad (4.10)$$

(2) 增量式 PID 控制算法

$$\begin{aligned} \Delta u(k) &= u(k) - u(k-1) \\ &= K_P [e(k) - e(k-1)] + K_I e(k) + K_D [e(k) - 2e(k-1) + e(k-2)] \end{aligned} \quad (4.11)$$

(3) 位置式 PID 和增量式 PID 的比较

位置式 PID 控制算法在计算时要累加误差 $e(k)$,所以计算机的存储量和运算量均较大;由于计算机输出 $u(k)$ 直接对应执行机构的实际位置,所以一旦计算机出现故障使 $u(k)$ 大幅度变化,必会引起执行机构的大幅度变化,而这在生产实践中是不允许的,在某些场合甚至会造成重大的生产事故。

位置式 PID 控制算法不需要对误差 $e(k)$ 做累加,增量的确定仅与最近几次的偏差采样值有关,故计算机的存储量和计算量均较小,且累积误差小,也不易引起积分饱和;因得出的是控制量的增量,故误动作影响小,且易于实现手动到自动的无冲击切换。

(4) 改进的数字 PID 算法

为克服积分饱和,常用的积分项改进算法有积分分离 PID 算法、遇限削弱积分法等;常用的微分项改进算法有不完全微分和微分先行等。

4.2.4 PID 调节器参数的工程整定

PID 调节器参数的整定是指在控制系统中对比例参数 K_P (或者是比例带 δ)、积分时间常数 T_I 和微分时间常数 T_D 这三个参数的调整。数字 PID 调节器参数的整定除了对 K_P (或者 δ)、 T_I 和 T_D 这三个参数的调整之外,还需要决定控制系统的采样周期 T_s 。

工程整定法是在理论上通过实践总结出来的,这些方法无须确切知道对象的数学模型,只需要通过并不复杂的实验,便能迅速获得调节器的近似最佳整定参数,因而在工程实践中得到了广泛应用。常用的 PID 参数工程整定方法有动态特性参数法、稳定边界法、衰减曲线法和试凑法等。

1. 动态特性参数法

这是一种以被控对象控制通道的阶跃响应为依据,通过一些经验公式求取调节器最佳参数整定值的开环整定方法。使用该方法的前提是,广义被控对象的阶跃响应可用一阶惯性环节加纯延迟来近似,即

$$G(s) = \frac{K}{Ts+1} e^{-\tau s} \quad (4.12)$$

有了数据 K 、 T 、 τ ，就可以用表 4.1 中的整定公式计算 PID 调节器[式(4.9)]的参数。

表 4.1 Z-N 调节器参数整定公式

控制规律	比例带 $\delta/\%$	积分时间 T_I/min	微分时间 T_D/min
P	$K(\tau/T)$		
PI	$1.1K(\tau/T)$	3.3τ	
PID	$0.85K(\tau/T)$	2.0τ	0.5τ

2. 稳定边界法

这是一种闭环的整定方法。它基于纯比例控制系统临界振荡试验所得数据，即临界比例带 δ_{pr} 和临界振荡周期 T_{pr} ，利用一些经验公式求取调节器最佳参数值。其整定计算公式如表 4.2 所示。

表 4.2 稳定边界法整定计算公式

整定参数 调节规律	$\delta/\%$	T_I/min	T_D/min
P	$2\delta_{pr}$		
PI	$2.2\delta_{pr}$	$0.85T_{pr}$	
PID	$1.67\delta_{pr}$	$0.50T_{pr}$	$0.125T_{pr}$

3. 衰减曲线法

衰减曲线法也是一种闭环整定方法，它依据纯比例调节下系统出现特定衰减比(通常为 4 : 1 或 10 : 1)的衰减振荡时的实验数据——比例带 δ_s 和振荡周期 T_s ，而后利用一些经验公式，求取调节器相应的整定参数。其整定计算公式如表 4.3 所示。

表 4.3 衰减曲线法整定计算公式

衰减比	整定参数 调节规律	$\delta/\%$	T_I/min	T_D/min
4 : 1	P	δ_s		
	PI	$1.2\delta_s$	$0.5T_s$	
	PID	$0.8\delta_s$	$0.3T_s$	$0.1T_s$
10 : 1	P	δ'_s		
	PI	$1.2\delta'_s$	$2T_s$	
	PID	$0.8\delta'_s$	$1.2T_s$	$0.4T_s$

4. 数字 PID 参数的整定

理论上讲，数字控制系统的采样周期 T 越小，其控制的性能越接近模拟控制器的控制性能，但 T 太小会加重计算机的计算负担，同时对数字 PID 控制而言，其中的积分项和微分项都与采样周期 T 有关， T 太小，两次采样偏差就会太小，这样会使积分和微分作用不明显。所以在数字 PID 控制中，采样周期的选择应综合考虑几个方面：

- (1) 给定值的变化频率 系统的给定值变化频率越高，采样频率应越高。
- (2) 被控对象的特性 若被控对象是慢速的热工或化工对象时，采样周期一般取得较

大;若被控对象是较快速的系统时,如机电系统,采样周期应取得较小。通常要求 $\omega_s \geq 10\omega_b$, ω_b 是系统闭环带宽。

(3) 执行机构的类型 若执行机构动作惯性大,采样周期也应大一些,否则执行机构来不及反应数字控制器输出值的变化。

(4) 控制的回路数 控制的回路数 n 与采样周期 T 有下列关系:

$$T \geq \sum_{j=1}^n T_j \quad (4.13)$$

式中, T_j 是指第 j 个回路控制程序执行时间和输入、输出时间之和。

4.2.5 智能 PID 控制

常规 PID 控制缺乏参数的在线调整机制,在实际的应用中,会因噪声、负载扰动、过程参数甚至模型结构变化等原因而难以持续保持其控制品质。智能控制是应用计算机模拟人类智能实现的自动控制。

智能 PID 控制将智能控制方法和常规 PID 控制方法融合在一起,吸收了智能控制与常规 PID 控制两者的优点:具备自学习、自适应、自组织的能力,能够自动辨识被控过程参数、自动整定控制参数,能够适应被控过程参数的变化;具有常规 PID 控制器结构简单、鲁棒性强、可靠性高、为现场工程设计人员所熟悉等特点。正是这两大优势,使得智能 PID 控制成为众多过程控制的较理想的控制装置。

常用的智能 PID 控制方法有模糊 PID 控制、神经网络 PID 控制和专家 PID 控制等。

4.3 例 题

【例 4.1】 什么是开环控制与闭环控制? 简述各自特点。

答:开环控制是不将控制结果反馈回来影响当前控制的控制方式;闭环控制则是将控制结果反馈到输入端并参与对输出端再控制的控制方式。开环控制的特点是:不需要对被控变量进行测量,只根据输入信号进行控制;也正因为其不测量被控变量,也不与设定值比较,所以系统受到扰动作用后,被控变量偏离设定值,无法消除偏差。闭环控制的特点是:需要测量被控变量,并根据被控变量与设定值之间的偏差进行控制,所以只要偏差存在,闭环控制就会产生控制作用,使偏差减小或消除,达到被控变量与设定值一致的目的;而另一方面,正因为闭环控制是根据偏差进行控制,所以尽管扰动已经发生,但在尚未引起被控变量变化之前,是会产生控制作用的,这就使得控制不够及时。

【例 4.2】 简述闭环控制系统的组成,并画出闭环控制系统组成框图。

答:闭环控制系统由检测变送单元、比较机构、控制装置、执行器、被控过程等部分组成。闭环控制系统组成框图如图 4.2 所示。

【例 4.3】 被控对象、执行器、控制器的正反作用方向各自是如何规定的?

答:被控对象的正、反作用规定为:当操纵变量增加时,被控变量也增加的对象属于“正作用”的;反之,被控对象随操纵变量的增加而降低的对象属于“反作用”的。

执行器的作用方向由它的气开、气关形式确定。气开阀为“正”作用;气关阀为“反”作用。

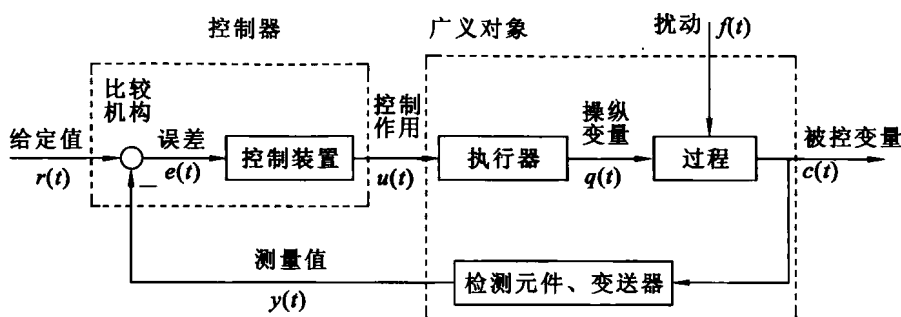


图 4.2 闭环控制系统结构图

如果将控制器的输入偏差定义为测量值减去给定值，那么当偏差增加时，其输出也增加的控制器为“正作用”控制器；反之，控制器的输出信号随偏差的增加而减小的称为“反作用”控制器。

【例 4.4】以图 4.3 所示的液位自动控制系统为例，当进料量 Q_i 突然增大时，详细说明该系统如何运用反馈控制机制来实现液位定值控制的目的。

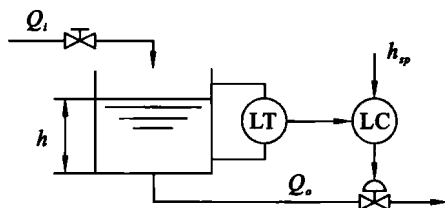


图 4.3 液位自动控制系统

答：假设扰动引入前，进料量 Q_i 等于出料量 Q_o ，液位系统处于稳态，且被控量 h 与给定值 h_{sp} 无偏差。当进料量 Q_i 突然增大，而出口阀门尚未随之调整而保持开度不变时，液位 h 增大，液位检测器 LT 的测量信号也相应增大，控制器 LC 感受到实际液位 h 与给定值 h_{sp} 的偏差，发出增大出口阀门开度的控制信号，于是出口阀门开度增大，出料量 Q_o 增大，补偿了进料量增大的扰动，液位随着出料量和进料量的新平衡而重新稳定。由此，液位控制器通过接受反馈的液位信号决定控制信号的大小，实现了液位定值控制。

【例 4.5】在进行过程控制系统设计时，为什么要选过程通道的放大系数 K_0 适当大一些，时间常数 T_0 适当小一些，而扰动通道的 K_d 尽可能小， T_d 要大？

答：设单回路控制系统结构如图 4.4 所示。

则系统闭环传递函数为：

$$G(s) = \frac{Y(s)}{R(s)} = \frac{K_c K_0}{T_0 s + 1 + K_c K_0}$$

若选择适当大的 K_0 和适当小的 T_0 ，则 $G(s) = \frac{Y(s)}{R(s)} \approx \frac{K_c K_0}{K_c K_0} = 1$ ，故能较好地实现定值控制。

由系统干扰通道的传递函数

$$G_f(s) = \frac{Y(s)}{F(s)} = \frac{K_f / (T_f s + 1)}{1 + K_c K_0 / (T_0 s + 1)} = \frac{K_f (T_0 s + 1)}{(T_0 s + 1 + K_c K_0)(T_f s + 1)}$$

在 K_0 适当大， T_0 适当小，而 K_f 尽可能小， T_f 大的情况下，上式可近似为：

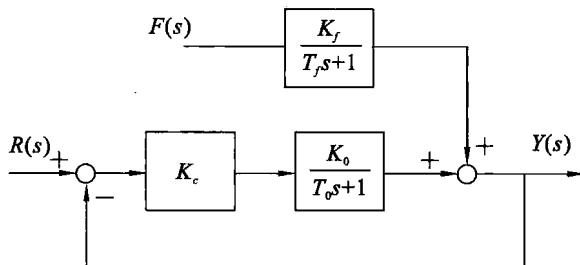


图 4.4 单回路控制系统

$$G_f(s) = \frac{Y(s)}{F(s)} \approx \frac{K_f}{K_c K_o T_f s} \approx 0$$

分母大,而分子小,保证了干扰对被控过程的影响尽可能小。

【例 4.6】 为什么选择控制参数时,对于由几个一阶环节组成的过程应尽量设法把几个时间常数错开?

答:为了防止共振现象的发生。因为每个环节有自身的工作频率,各环节串联工作,若前后环节的工作频率相近(时间常数相近),则一个环节上的扰动会引起后继环节振荡,导致共振现象的发生。

【例 4.7】 什么是比例调节器的比例带?它的大小对系统过渡过程有何影响?

答:比例带是反映比例调节器比例作用强弱的一个参数,在数值上等于输入偏差变化相对值与相应的输出变化相对值之比的百分数,即

$$\delta = \left(\frac{e_{\max} - e_{\min}}{u_{\max} - u_{\min}} \right) \times 100\%$$

其中, δ 为比例带; e 为调节器输入,即控制偏差; $e_{\max} - e_{\min}$ 为仪表的量程; u 为调节器输出; $u_{\max} - u_{\min}$ 为调节器输出的范围。

比例带的物理含义为:调节器输出变化满刻度,即控制阀从全关到全开或相反时,相应所需的控制偏差变化量占仪表量程的百分数。

比例带 δ 越小,表示比例作用越强,会使系统的稳定性和动态特性变差,但可相应减小余差,使系统的静态精确度提高。

【例 4.8】 某温度控制系统已经正常运行,大修后温度变送器量程由原来的 $0 \sim 500^\circ\text{C}$ 变为 $200 \sim 300^\circ\text{C}$,控制系统会出现什么现象?应如何解决?

答:由比例带的定义[公式(4.4)]可知,量程由 $0 \sim 500^\circ\text{C}$ 变为 $200 \sim 300^\circ\text{C}$,量程范围减小相当于广义对象增益变大,若调节器比例增益 K_P 不变,则控制系统动作灵敏,稳定性变差。为保证系统原有的动态特性,应减小调节器的比例增益。

【例 4.9】 有一流量调节系统,其对象就是一段管道,流量用孔板和电动差压变送器进行测量、变送,并经开方器变为 $4 \sim 20\text{ mA}$ 输出。流量测量范围为 $0 \sim 25\text{ T/h}$,调节器是比例作用,调节器输出是 $4 \sim 20\text{ mA}$ 信号作用于带阀门定位器的调节阀,阀的流量范围是 $0 \sim 20\text{ T/h}$ 。在初始条件下,流量为 10 T/h ,调节器输出在 12 mA 。现因生产需要加大流量将给定值提高 2.5 T/h ,试问实际流量将变化多少?余差有多大?(假定调节器的比例度为 40%)

解:求出各个环节的放大系数。

$$\text{调节器比例增益 } K_c = \frac{1}{\delta} = \frac{1}{40\%} = 2.5$$

$$\text{调节阀增益 } K_v = (20 - 0) / (20 - 4) = 1.25$$

$$\text{被控过程增益 } K_0 = 1$$

$$\text{流量检测变送单元增益 } K_m = (20 - 4) / (25 - 0) = 0.64$$

$$\text{实际流量变化 } \Delta y = \Delta r (K_c K_p K_v) / (1 + K_c K_p K_v K_m) = 2.5 \times 1.04 = 2.6 \text{ T/h}$$

由此可见,当给定值提高 2.5 T/h,管道内流量的变化是 2.6 T/h,即由原来的 10 T/h 提高为 12.6 T/h,与 12.5 T/h 的要求相比,有 $\Delta r - \Delta y = 0.1 \text{ T/h}$ 的余差。

【例 4.10】 一台量程为 0~800 mm 的 UTQ 型浮筒液面计,用水校验时,当水柱高度从 400 mm 增至 600 mm 时,控制部分输出由 6 mA 增至 14 mA,问比例度 δ 为多大? 若不再调整,当用于比重为 0.7 g/cm³ 的汽油液面控制时,实际比例度多大?

解:根据比例度定义式计算:

$$\delta = \frac{e / (e_{\max} - e_{\min})}{u / (u_{\max} - u_{\min})} \times 100\% = \frac{\frac{600 - 400}{800 - 0}}{\frac{14 - 6}{20 - 4}} \times 100\% = 50\%$$

在介质由校验时的水变为使用时的汽油后,同样的液面高度变化引起控制输出变化只能是原来的 0.7 倍,所以用水校验时比例度为 50%,投入运行后,实际比例度为:

$$\frac{50\%}{0.7} = 71.43\%$$

【例 4.11】 什么是比例调节的余差? 为什么比例调节会产生余差?

答:当比例调节过程结束之后,被控量新的稳态值与给定值之间仍然存在一定的偏差,这就是比例调节的余差。之所以比例调节会产生余差,是由于比例调节自身的特点决定的。因为比例调节作用控制偏差成正比,只有存在偏差,比例调节才起作用。当系统受到扰动偏离设定值时,为克服扰动,必定要有一定的控制作用,才能使系统达到新的平衡。所以,当系统达到新的平衡后,为了有一定的控制,必定存在与之对应的偏差,这就是余差。

【例 4.12】 较 P 调节而言,为保持相同的振荡程度,PI 调节中的比例增益 K_p 应如何调整? 随之而来的闭环系统其他动态性能指标如何变化?

答:为保持相同的振荡程度,PI 调节中的 K_p 应增大,随之而来的系统最大动态偏差将增强,振荡频率将变快,回复时间将延长。

【例 4.13】 单回路系统方框图如图 4.5 所示。试问,当系统中某组成环节的参数发生变化时,系统质量会有何变化,为什么?

(1) 若 T_0 增大; (2) 若 τ_0 增大; (3) 若 K_0 增大; (4) 若 T_f 增大; (5) 若 τ_f 增大; (6) 若 K_f 增大。

答:由图 4.5 所示系统结构,可得控制通道传递函数为:

$$G(s) = \frac{Y(s)}{R(s)} = \frac{K_c K_v K_0 e^{-\tau}}{1 + T_0 s + K_c K_v K_0 e^{-\tau}}$$

干扰通道传递函数为:

$$G_f(s) = \frac{Y(s)}{F(s)} = \frac{K_f (T_0 s + 1) e^{-\tau_f}}{(1 + T_0 s + K_c K_v K_0 e^{-\tau})(T_f s + 1)}$$

(1) 若 T_0 增大,在同样的时滞情况下, T_0 增大对系统过渡过程的影响等同于无时滞的

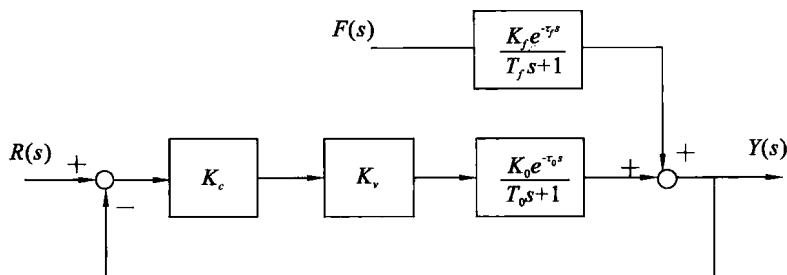


图 4.5 单回路系统方框图

情况,即可简单考虑为无时滞的情况。

无时滞时,该系统的控制通道传函为:

$$G(s) = \frac{Y(s)}{R(s)} = \frac{K_c K_v K_0}{T_0 s + K_c K_v K_0 + 1}$$

相当于一个惯性环节,而惯性时间常数增大,系统振荡减弱,稳定性提高,最大动态偏差减小,上升时间增加,但对余差无影响。

(2) 若 τ_0 增大,系统振荡加剧,最大动态偏差加大,稳定性降低,甚至不稳定。

(3) 若 K_0 增大,如无时滞情况,系统响应速度加快,余差减小,但最大动态偏差增大,振荡加剧,稳定性降低。

(4) 若 T_f 增大,由干扰通道传函可知, T_f 增大对系统过渡过程的影响类似于 T_0 增大,故 T_f 增大,则系统振荡减弱,稳定性提高,最大动态偏差减小,上升时间增加,对余差无影响。

(5) 若 τ_f 增大,由干扰通道传函可知,该参数只出现在干扰通道传函的分子上,故该参数的变化只是将系统输出的时延改变,即 τ_f 增大,系统输出 y 的时延增大,系统其他动态特性无变化。

(6) 若 K_f 增大,因该参数只出现在干扰通道传函的分子上,故只是将系统输出受干扰影响的幅值增大,系统其他动态特性无变化。

【例 4.14】 单回路系统中其他参数不变,仅加速 PI 调节器的积分作用,试回答以下问题:

(1) 在相同的外界干扰作阶跃变化情况下,最大偏差是否增大? 振荡是否加剧?

(2) 为了获得与以前相同的系统稳定性,可适当调整比例增益 K_c 。问 K_c 应调大还是调小? K_c 调整后环路静态增益是否改变,是变大还是变小?

答:(1) 在相同外界干扰作阶跃变化情况下,加速 PI 调节器的积分作用,最大偏差增大,振荡加剧。

(2) 为获得与以前相同的系统稳定性,可适当调大 K_c 。 K_c 调整后,环路的静态增益不变,因为 PI 调节是无差调节,即环路的静态增益始终为 1。

【例 4.15】 什么是积分时间 T_I ? 它对系统过渡过程有什么影响?

答:积分时间是用来表示积分调节作用强弱的一个参数。积分时间越小,表示积分作用越强,数值上 $T_I = \frac{1}{S_0}$,其中 S_0 是积分调节的积分速度。

积分时间减小,会使系统的稳定性下降,动态性能变差,但能加快消除余差的速度。

【例 4.16】 什么是微分时间 T_D ? 它对系统过渡过程有什么影响?

答:微分时间 T_D 是用来表示微分调节作用强弱的一个参数。微分时间越大,表示微分作用越强。

增加微分时间,能克服对象的滞后,改善系统的控制品质,提高系统的稳定性,但微分时间不能太大,否则有可能引起系统的高频振荡。

【例 4.17】 为什么积分调节能消除余差?

答:因为积分调节作用的输出与输入偏差的积分成正比,只要有偏差,积分调节就会起作用,直至偏差完全消除,系统才能稳定下来,所以积分调节能消除余差。

【例 4.18】 为什么微分调节不能单独使用?

答:因为微分调节作用的输出和输入偏差的变化速度成正比,一旦偏差不变化,即使偏差再大,微分控制也不起作用,所以微分调节不能单独使用。

【例 4.19】 一台 PID 调节器,为什么当测量值等于给定时,输出能稳在任意值上?

答:根据 PID 调节器数学表达式:

$$\Delta u = \frac{1}{\delta} \left(e + \frac{1}{T_I} \int e dt + T_D \frac{de}{dt} \right)$$

式中: δ ——比例度; T_I ——积分时间; T_D ——微分时间; Δu ——输出信号, e ——输入偏差。

当外界有一干扰,使测量值偏离给定值, $e \neq 0$, 由于积分作用,使输出 Δu 不断变化。输出的变化引起被调量的改变,当某一时刻测得被调量重新回到给定值时,则 $e=0$, 代入上式得:

$$\Delta u = \frac{1}{\delta} \left(0 + \frac{1}{T_I} \int 0 dt + T_D \frac{d0}{dt} \right) = \frac{1}{\delta} \frac{1}{T_I} C$$

式中 C 为任意常数,所以,输出信号 Δu 稳定在任意值上。

【例 4.20】 工业上实际采用的 PD 调节器的传递函数是什么? 对应的单位阶跃响应是什么?

答:由于纯微分在物理上不能实现,所以工业上实际采用的 PD 调节器的传递函数是:

$$G_c(s) = K_P \frac{T_D s + 1}{\frac{T_D}{K_D} s + 1}$$

相应的单位阶跃响应是:

$$u(t) = K_P + K_P(K_D - 1) \exp\left(-\frac{t}{T_D/K_D}\right)$$

【例 4.21】 设某比例积分调节器的比例增益 $K_P=2$, 积分时间常数 $T_I=1 \text{ min}$, 当调节器的输入信号为图 4.6 所示波形时,试问调节器的输出波形如何?

解:由 PI 调节规律 $\Delta u_{PI}(t) = K_P \left(e(t) + \frac{1}{T_I} \int_0^t e(t) dt \right)$ 可知, PI 调节是比例和积分作用的叠加。当参数 $K_P=2, T_I=1 \text{ min}$ 时:

$$\Delta u_P(t) = K_P e(t) = 2e(t)$$

$$\Delta u_I(t) = \frac{K_P}{T_I} \int_0^t e(t) dt = 2 \int_0^t e(t) dt$$

$$\Delta u_{PI}(t) = \Delta u_P(t) + \Delta u_I(t)$$

相应的输出波形如图 4.7 所示。

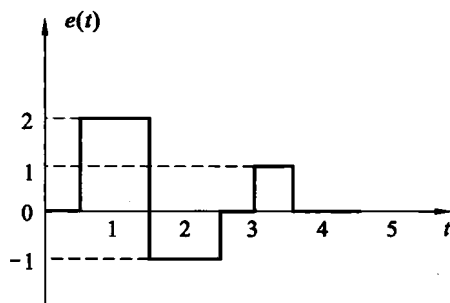


图 4.6 调节器输入信号波形

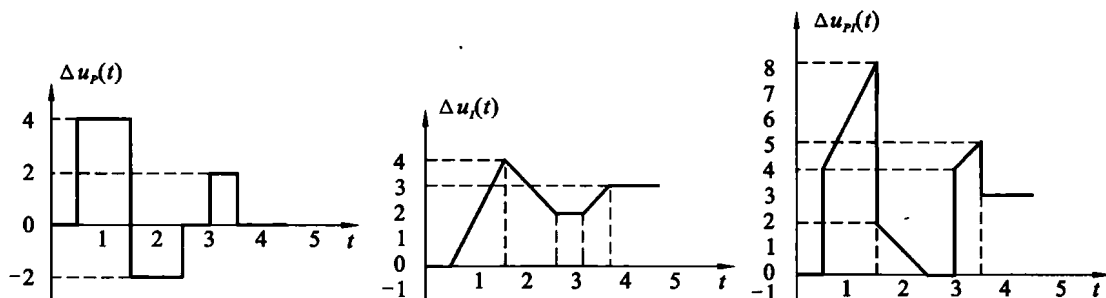


图 4.7 调节器输出波形

【例 4.22】 试述 PID 调节中 P、I、D 三种调节各自的作用时段。

答：在 PID 调节中，P 调节是始终起作用的基本分量；I 调节一开始不是很显著，但随着时间的逐渐增长；D 调节在控制作用前期的分量比较主要。

【例 4.23】 试述 P、I、D 调节的各自特点及适用的场合。

答：(1) P 调节简单易行，调节方便，因此，当广义对象控制通道时间常数较小，负荷变化较小，工艺要求不高时，可选用 P 调节。此外，对于具有积分环节的对象，也可以采用纯 P 调节，而不会产生偏差。

(2) I 调节能消除余差，因此，当广义对象控制通道时间常数较小，负荷变化不大，又要求无余差的场合，可采用 PI 调节。

(3) D 调节能使系统动作加快，提高系统的稳定性，因此，当 PI 调节在消除余差的同时，导致系统响应变慢时，可加入 D 调节，以补充容量滞后，改善系统稳定性；另外，当广义对象控制通道时间常数或容积滞后较大时，亦可通过加入 D 调节，加快系统的响应过程，提高系统的稳定性。

【例 4.24】 一个系统的对象有容积滞后，另一个系统由于测量点位置造成纯滞后，如分别采用微分作用克服滞后，效果如何？

答：微分作用的控制器，其输出的控制信号与输入的偏差信号的变化速度成正比，即 $u_D = T_D \frac{de}{dt}$ 。当对象具有容积滞后时，系统在外界扰动作用下，被控变量马上有变化，在给定值不变的情况下，控制器的输入偏差 e 就有一定的变化速度，因此控制器的输出就能马上变化，及时克服扰动对被控对象的影响。所以对具有容积滞后的对象，增加微分作用能够克服滞后，提高控制品质。

对于由于测量点位置造成纯滞后的对象,在扰动作用下,尽管被控变量可能立即会变化,但由于测量点位置造成的纯滞后,送往控制器的被控变量测量值不可能马上变化,必须等待一个纯滞后时间 τ 后,控制器的输入偏差信号 e 才可能变化。在纯滞后这段时间,微分作用的控制器是不可能输出,即不起作用,所以微分作用对于克服纯滞后对控制品质的影响是无能为力的。

【例 4.25】 如何区分由于比例带过小、积分时间过小或微分时间过大所引起的振荡过程?

答:当控制器的比例带过小、积分时间过小或微分时间过大时,都说明这时控制作用过强,使系统稳定性降低,引起振荡的过渡过程。而区分该振荡产生的原因,可根据振荡过程的振荡周期或振荡频率来判断。

当比例带过小,即比例增益过大时,比例控制作用很强,特别是当比例带接近临界比例带时,系统很可能产生强烈的振荡,被控变量忽高忽低。由于比例控制作用比较及时,控制作用的变化与被控变量的变化几乎同步,所以引起的振荡过渡过程周期比较短,频率较高。

当积分时间过小时,积分控制作用很强,也会使系统稳定性降低,有可能出现振荡过渡过程。但由于积分控制作用比较缓慢,不够及时,控制作用的变化总是滞后于被控变量的变化,所以引起的振荡过程周期较长、频率较低。

当微分时间过大时,微分控制作用很强,也会使系统稳定性降低,有可能出现振荡过渡过程。由于微分控制作用是超前的,它的强弱取决于被控变量的变化速度。一旦被控变量变化,就会有较强的微分作用产生,特别是当对象的时间常数较小,或系统中有噪声存在时,微分控制作用对被控变量的变化非常敏感,过强的控制作用会使振荡加剧,而这时产生的振荡过渡过程周期很短,其频率远高于由比例带过小或积分时间过小所引起的振荡频率。

【例 4.26】 图 4.8 所示为一压力放空系统。已知控制器的设定值为压力容器的容许限值,且正常操作时,实际压力总低于该限值。若采用气动仪表,且 PC 为比例积分控制,试分析该系统中易出现的积分饱和现象。

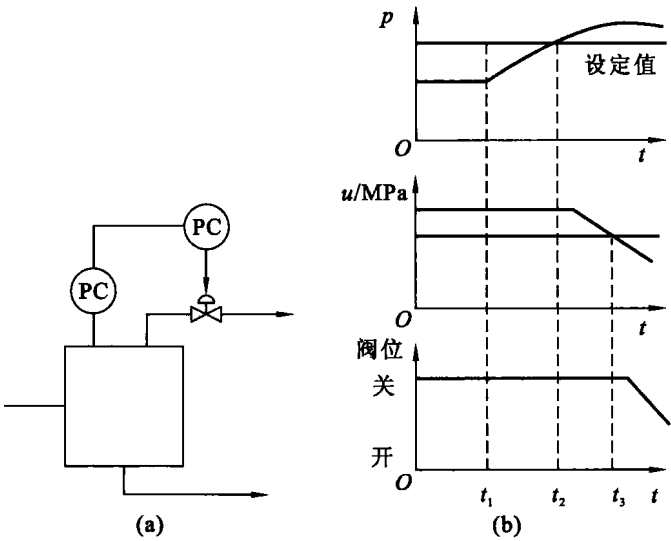


图 4.8 压力放空系统

(a) 压力安全放空系统; (b) 比例积分控制中的积分饱和

答:由题意,系统正常操作时实际压力总低于设定值,因此正偏差(公式 4.1)长期存在,由积分作用对偏差的累加,比例积分控制器的输出达到极限值。对气动仪表,控制器的输出即为 140 kPa/cm^2 ,而不是额定的最大值 100 kPa/cm^2 。一旦容器内压力开始上升($t=t_1$),但小于设定值,则由于偏差仍保持正极性不变,积分的累加作用使控制器的输出仍保持极限值不变,直至容器压力大于设定值($t=t_2$),控制器的输出才从 140 kPa/cm^2 开始下降,但因该值仍大于 100 kPa/cm^2 ,控制阀仍未动作,直到控制器的输出小于 100 kPa/cm^2 ,控制阀才开始正常的调节。其间的 $t_2 \sim t_3$ 时间段,由于积分作用的存在,产生积分饱和,控制系统未能进行正常的调节,可能造成不良后果。

【例 4.27】 何谓积分分离法? 什么情况下需要采用积分分离法?

答:在 PI 或 PID 调节中,调节之初控制偏差较大时,取消积分作用,直至偏差小于一定值后才将积分作用投入,以消除余差,这就是积分分离。

采用积分分离的原因是:系统开、停车或大幅度提降设定值时,由于短时间内出现大的偏差,在积分作用下,将引起系统过量的超调和不停的振荡,所以在系统偏差大时取消积分作用,待系统偏差减到足够小时,再将积分作用加上,这样就可以既保证系统稳定又消除系统余差。

【例 4.28】 何谓不完全微分法? 什么情况下需要采用不完全微分法?

答:不完全微分是在 PID 调节作用中微分部分的输出端或者整个 PID 调节作用的输出端增加一个惯性环节,如图 4.9 所示,其目的是减小微分作用对高频干扰的灵敏度。

当生产过程中具有高频干扰时,由于微分作用对高频信号的灵敏性,被控过程会因此而振荡,这必然会降低系统的控制品质。尤其在 DDC 系统中,计算机对每个控制回路输出时间是短暂的,而驱动执行器动作又需要一定的时间。如果输出较大,在短暂时间内,执行器达不到应有的相应开度,会使输出失真。此时,为使微分作用有效,又克服微分作用对高频扰动过于敏感的问题,可采用不完全微分法。

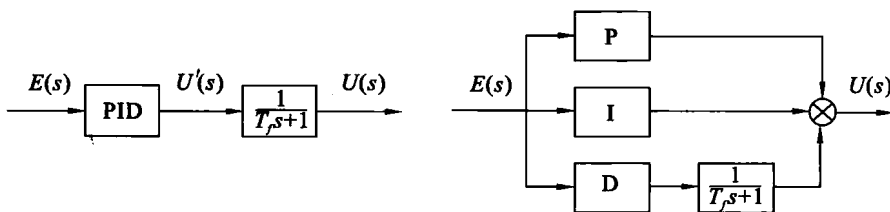
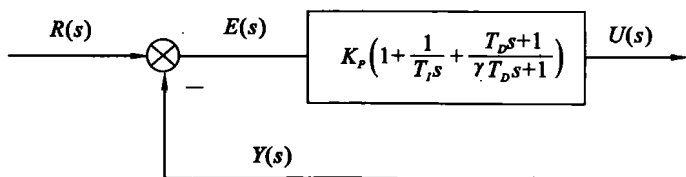


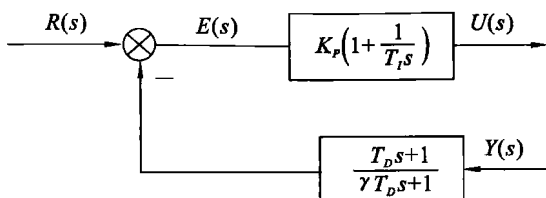
图 4.9 不完全微分结构图

【例 4.29】 微分先行控制方案与常规 PID 控制方案有何异同?

答:常规 PID 控制方案为:



微分先行控制方案为：



可见,微分先行控制与常规 PID 控制的 PI 控制部分是相同的,只是微分部分的处理不同。常规 PID 控制中的微分是对误差的微分;微分先行控制中的微分是只对被控量的微分。微分先行的目的是避免给定值突变,进而引起误差突变,对误差微分所造成的控制量大幅变化。

【例 4.30】 试根据液位、压力、流量、温度和成分等过程对象的特点进行控制器选型。

答:一般液位和压力控制对象对参数的要求不高,可选用比例控制;流量或快速压力系统,因系统广义对象时间常数小,稳定裕度小,因而所用比例带大,开环增益小,不用积分会产生很大余差,故这类过程对象的控制多选用 PI 控制;温度和成分控制属缓慢和多容过程,所以亦选用 PID 控制。

【例 4.31】 何谓控制器的正反作用?

答:当被控变量的测量值增大,控制器的输出也增大,则为正作用控制器;反之,当被控变量的测量值增大,控制器的输出反而减小时,则为反作用控制器。

【例 4.32】 被控对象、执行器、控制器的正反作用方向各自是如何规定的?

答:被控对象的正、反作用规定为:当操纵变量增加时,被控变量也增加的对象属于“正作用”的;反之,被控变量随操纵变量的增加而降低的对象属于“反作用”的。

执行器的作用方向由它的气开、气关形式确定。气开阀为“正”作用;气关阀为“反”作用。如果将控制器的输入偏差定义为测量值减去给定值,那么当偏差增加时,其输出也增加的控制器为“正作用”控制器;反之,控制器的输出信号随偏差的增加而减小的控制器则称为“反作用”控制器。

【例 4.33】 有一蒸汽加热设备利用蒸汽将物料加热,并用搅拌器不停地搅拌物料,到物料达到所需温度后排出。试问:

(1) 影响物料出口温度的主要因素有哪些?

(2) 如果要设计一个温度控制系统,被控变量与操纵变量应选什么?为什么?

(3) 如果物料在温度过低时会凝结,据此情况应如何选择控制阀的开关形式及控制器的正反作用?

答:(1) 影响物料出口温度的主要因素有蒸汽的流量、压力、进料流量、进料温度、环境温度等。

(2) 温度控制系统应取物料出口温度作为被控变量,因为这是工艺上要求的主要工艺指标,采取直接指标控制比较合理、方便。

在影响被控变量的诸多因素中,进料流量、进料温度一般是由上一工序决定的,是不可控因素,环境温度也属于不可控因素,都不能被选作操纵变量。为了较为及时地控制物料出口温度,可选加热蒸汽流量为操纵变量。

(3) 由于物料在温度过低时会凝结,应该选择气关阀,以便在气源中断时,阀门会自动打开,避免物料在加热设备内凝结。当加热蒸汽量增加时,物料温度会升高,故该对象为

“正”作用方向,气关阀为“反”作用方向,为使整个控制系统能起负反馈作用,控制器应选“正”作用的。

【例 4.34】 图 4.10 所示为燃料炉出口温度控制系统流程。试画出该控制系统的方框图,并从安全角度选择系统各环节的正反作用。

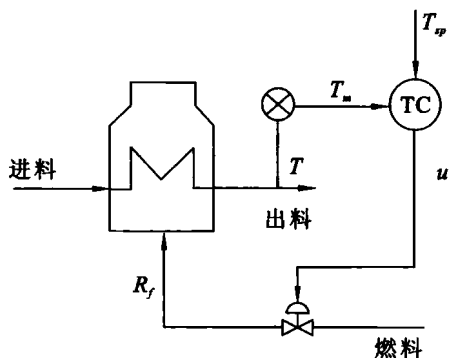


图 4.10 燃料炉出口温度控制系统流程图

解:控制系统的方框图如图 4.11 所示。

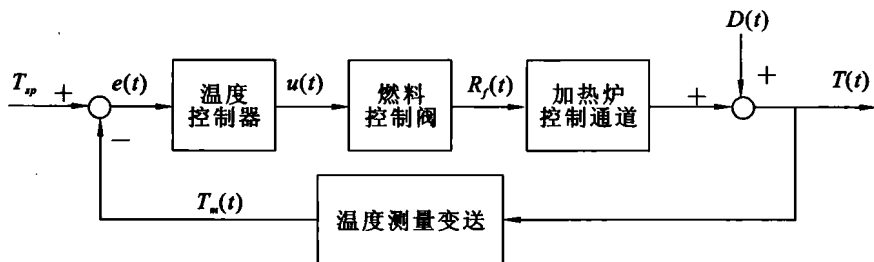


图 4.11 加热炉温度控制系统方框图

从安全角度,首先燃料调节阀应选气开阀,因此该环节为正作用;加热炉控制通道,随进入燃料流量增大,炉内温度升高,炉出口温度亦升高,所以也是正作用环节;温度测量变送环节,随炉出口温度升高,温度测量值也升高,故为正作用;为使整个闭环系统为负反馈,在其他环节为正作用的情况下,温度控制器应选择反作用,即当温度检测值升高时,控制器的输出减小,燃料控制阀开度减小,燃料流量减小,使升高的炉内和出口温度减低。

【例 4.35】 图 4.12 所示为一喷雾式干燥设备控制系统,工艺要求将浓缩的乳液用热空气干燥成奶粉。乳液从高位槽流下,经过滤器进入干燥器,经干燥后成奶粉从喷嘴喷出。空气由鼓风机送入热交换器,通过蒸汽进行加热。热空气与鼓风机直接送来的空气混合后,经风管进入干燥器。要求干燥后的奶粉含水量不能波动太大,否则将影响奶粉质量。问:

(1) 该系统的被控量是什么?

(2) 图中控制阀的位置代表三种操纵量,即乳液流量、加热蒸汽流量和旁路空气流量。试为该系选择其中最为合适的操纵变量。

(3) 控制阀应选择气开式还是气关式?

(4) 应选择何种控制规律? 控制器的正反作用又如何选择?

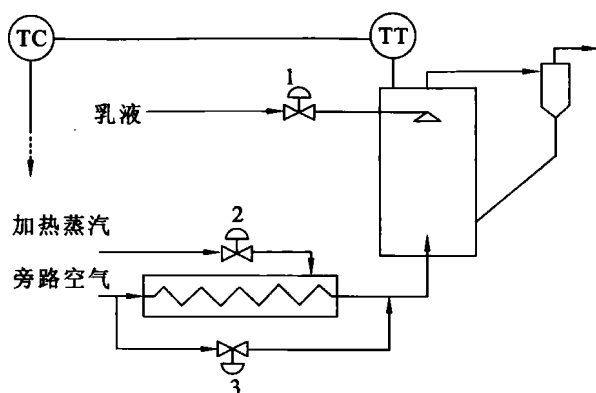


图 4.12 喷雾式干燥设备控制系统

答:(1) 从工艺要求可知,该系统要求控制奶粉的含水量。但因含水量不好测量,而干燥温度与奶粉含水量密切相关,所以本系统可选择干燥温度为被控量。

(2) 选旁路空气流量为操纵变量最为合适。

因为:若选控制阀 1 对应的乳液流量为操纵变量,虽然滞后最小,对干燥温度的控制作用明显,但乳液流量为生产负荷,一旦被选为操纵变量,就不能保证其在最大值上工作,因而限制了设备的生产能力,这种为保证质量而牺牲产量的做法不可取;若选控制阀 2 对应的加热蒸汽流量为操纵变量,由于换热过程为多容过程,因此从改变蒸汽量到改变热空气温度,再到控制干燥温度,这一过程时滞太大,控制效果差;而若选择控制阀 3 对应的旁路空气流量为操纵变量,旁路空气量与热风量混合后经风管进入干燥器,其控制通道的时滞虽然较控制乳液流量的方案大,但较控制蒸汽流量的方案小,故综合比较起来,选旁路空气流量为操纵变量较为理想。

(3) 根据安全生产原则和被控介质的特点,控制阀应采用气关式。

(4) 因温度控制系统滞后大,故控制器宜采用 PID 控制。控制器宜选用正作用。

【例 4.36】 位置式 PID 算式和增量式 PID 算式有什么区别? 增量式 PID 算式有何优点?

答:位置式 PID 算式为:

$$u(k) = K_P \left\{ e(k) + \frac{T}{T_I} \sum_{j=0}^k e(j) + \frac{T_D}{T} [e(k) - e(k-1)] \right\}$$

增量式 PID 算式为:

$$\Delta u(k) = K_P [e(k) - e(k-1)] + K_I e(k) + K_D [e(k) - 2e(k-1) + e(k-2)]$$

由此可见,在两种算式的实际应用中,位置式 PID 算式的结果可直接输出给执行机构,是执行机构的绝对位移给定;而增量式 PID 算式的结果是执行机构运动的增量。在计算机计算过程中,位置式 PID 算法需存储所有采样点的误差信息,且每次运算需将所有采样点的误差进行累加运算;而增量式 PID 的每次运算,只需存储近三次采样的误差值,即 $e(k)$ 、 $e(k-1)$ 和 $e(k-2)$,且不需要位置式 PID 算法中的误差累计运算。故增量式 PID 较位置式 PID 有如下优点:

(1) 不累加误差,增量的确定仅与最近几次偏差采样值有关,计算精度对控制量的计算影响较小;

- (2) 得出的是控制量的增量,误动作影响小;
- (3) 增量式算法不对偏差做累加,因而也不易引起积分饱和;
- (4) 易实现手动到自动的无冲击切换。

【例 4.37】 已知模拟调节器的传递函数 $G_0(s) = \frac{1+0.17s}{0.08s}$, 采用数字 PID 算式实现, 试分别写出相应的位置式 PID 和增量式 PID 算式, 设采样周期 $T=0.2s$ 。

解: 由模拟调节器传递函数 $G_0(s) = \frac{1+0.17s}{0.08s} = \frac{0.17}{0.08} + \frac{1}{0.08s} = 2.125 + \frac{12.5}{s}$, 可知该调节器为 PI 调节器。采用求和取代积分, 当取采样周期为 $T=0.2s$ 时, 该模拟 PI 调节规律可分别离散化为如下离散 PI 调节规律的位置式和增量式:

$$u(k) = 2.125e(k) + \frac{0.2}{0.08} \sum_{i=0}^k e(i) = 2.125e(k) + 2.5 \sum_{i=0}^k e(i)$$

$$\Delta u(k) = 2.125 \times [e(k) - e(k-1)] + \frac{0.2}{0.08} e(k) = 4.625e(k) - 2.125e(k-1)$$

【例 4.38】 在计算机控制系统中, 采样周期的选择与哪些因素有关? 应如何选择?

答: 在计算机控制系统中, 采样周期的选择与给定值的变化频率、被控对象的特性、执行机构的类型及控制的回路数等因素有关。

- (1) 给定值的变化频率高, 采样频率也应高。
- (2) 对象特性慢, 采样周期可取得大一些, 这样可减轻计算机的计算负担; 反之, 若对象特性快, 则采样周期应取得小, 通常 $\omega_s \geq 10\omega_b$, 其中 ω_b 为系统闭环带宽。
- (3) 若执行机构的动作惯性大, 采样周期也应大一些, 否则执行机构来不及反应。
- (4) 采样周期应大于控制回路时间常数之和, 即:

$$T_s \geq \sum_{j=1}^n T_j$$

式中 n ——控制回路数;

T_j ——第 j 个回路的执行时间和输入输出时间之和。

【例 4.39】 什么是控制参数的工程整定? 常用的控制器参数整定方法有哪几种?

答: 控制参数的工程整定是通过工程实践总结出的控制参数(比例带 δ 、积分时间常数 T_I 、微分时间常数 T_D)的选择方法, 旨在通过选择合适的控制参数, 改善系统的稳态和动态特性, 使系统的过渡过程达到满意的品质指标要求。相对理论计算整定, 工程整定无须建立被控对象数学模型(如传递函数、频率特性)和大量的计算, 只需经过并不复杂的实验, 便可迅速获得近似最佳的控制参数, 因此在工程实践中得到广泛应用。

常用的控制器参数整定方法有动态特性参数法、稳定边界法、衰减曲线法和经验试凑法等。

【例 4.40】 某控制系统中的 PI 控制器采用经验试凑法整定控制器参数, 如果发现在扰动情况下的被控变量记录曲线最大动态偏差过大, 变化很慢且长时间偏离给定值, 试问在这种情况下应怎样改变比例带与积分时间?

答: 由比例带 δ 对调节过程的影响可知, δ 大意味着调节阀的动作幅度小, 因此被调量变化平稳, 但余差大, 调节时间长。为此, 依题意, 应减小比例带。

由积分时间对调节过程的影响可知, 减小积分时间, 积分作用增强, 调节阀的动作加快,

被调量的振荡频率提高,消除余差的速度提高,且最大动态偏差减小。所以,依题意,应减小积分时间。

【例 4.41】 纯比例控制时比例增益 K_c 的合适整定值与临界值 K_{cmax} 大致有什么定量关系?

答:因为 K_c 增大,系统稳定性变差,振荡加剧,所以等幅振荡时的比例增益临界值 K_{cmax} 一定比纯比例控制时的比例增益 K_c 大。由临界振荡整定法可知,一般 $K_c=0.5 K_{cmax}$ 。

【例 4.42】 某加热炉出口温度控制系统,测取温度对象的过程为:当系统稳定时,在温度调节阀上做 3% 变化,输出温度记录见表 4.4。要求整定 PI 参数(假定变送器量程为 200~300 °C)。

表 4.4 输出温度变化表

t/min	0	2	4	6	8	10	12
$\theta/^\circ\text{C}$	270.0	270.0	267.0	264.0	262.7	261.0	259.5
t/min	14	16	18	20	22	24	26
$\theta/^\circ\text{C}$	258.4	257.8	257.0	256.5	256.0	255.7	255.4
t/min	28	30	32	34	36	38	40
$\theta/^\circ\text{C}$	255.2	255.1	255.0	255.0	255.0	255.0	255.0

解:由输出温度记录得该系统的响应曲线如图 4.13 所示。

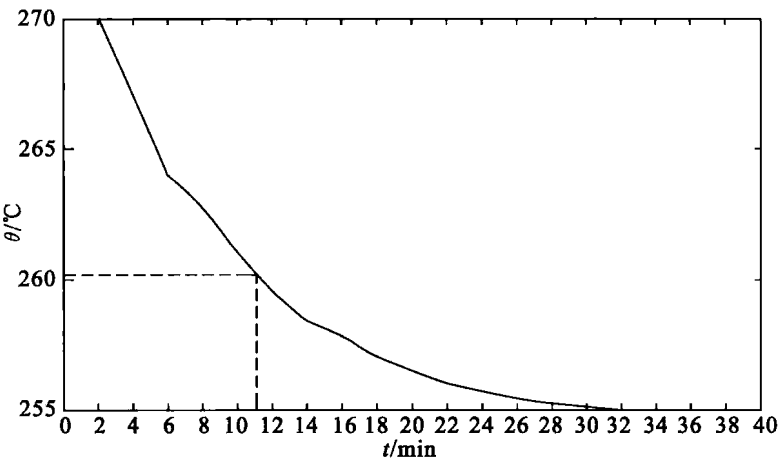


图 4.13 系统响应曲线图

由响应曲线可知,该系统可近似为一阶惯性加纯延迟环节。读图可知,其中纯时滞为 2 min,即 $\tau=2\text{ min}$;由时间常数 T 的定义,系统经过后会达到稳态跳变幅度的 0.632 倍,对应该过程曲线,即出口温度在 $270.0-(270.0-255.0)\times 0.632=260.5\text{ }^\circ\text{C}$ 处,读图可知此处对应时间 $t=11\text{ min}$,所以 $T=11-2=9\text{ min}$;由稳态增益定义,有:

$$K_P=\frac{\frac{270.0-255.0}{300-200}}{3\%}\approx 7.3\text{ }^\circ\text{C}/\text{min}$$

由动态特性参数法,若采用 PI 调节,

比例增益 $K_c = 0.9 \frac{T}{K_p \tau} \approx 0.055 \text{ min/}^\circ\text{C}$

积分时间常数 $T_i = 3.3\tau = 6.6 \text{ min}$

【例 4.43】 某控制系统用稳定边界法整定参数, 已知 $\delta_k = 25\%$, $T_k = 5 \text{ min}$ 。试分别确定 PI、PID 的控制参数。

解: 根据测得的 δ_k 和 T_k , 查阅稳定边界法参数计算公式, 可得:

PI 控制中, $\delta = 2.2\delta_k = 55\%$, $T_I = 0.85T_k = 4.25 \text{ min}$

PID 控制中, $\delta = 1.7\delta_k = 42.5\%$, $T_I = 0.5T_k = 2.5 \text{ min}$, $T_D = 0.125T_k = 0.625 \text{ min}$

【例 4.44】 某控制系统用 4 : 1 衰减曲线法整定控制器的参数。已测得 $\delta_s = 25\%$, $T_s = 5 \text{ min}$ 。试确定 PI 作用和 PID 作用时控制器的参数。

解: 根据测得的 δ'_s 和 T_s , 查阅 4 : 1 衰减曲线法参数计算公式, 可得:

PI 作用时, $\delta = 1.2\delta_s = 60\%$, $T_I = 0.5T_s = 2.5 \text{ min}$

PID 作用时, $\delta = 0.8\delta_s = 40\%$, $T_I = 0.3T_s = 1.5 \text{ min}$, $T_D = 0.1T_s = 0.5 \text{ min}$

【例 4.45】 某控制系统用 10 : 1 衰减曲线法整定控制器参数。已测得 $\delta'_s = 50\%$, $T_s = 2 \text{ min}$ 。试确定 P、PI 和 PID 作用时控制器的参数。

解: 根据测得的 δ'_s 和 T_s , 查阅 10 : 1 衰减曲线法参数计算公式, 可得:

P 作用时, $\delta = \delta'_s = 50\%$

PI 作用时, $\delta = 1.2\delta'_s = 60\%$, $T_I = 2T_s = 4 \text{ min}$

PID 作用时, $\delta = 0.8\delta'_s = 40\%$, $T_I = 1.2T_s = 2.4 \text{ min}$, $T_D = 0.4T_s = 0.8 \text{ min}$

【例 4.46】 神经网络 PID 控制有哪两种基本结构?

答: 神经网络 PID 控制有直接神经网络 PID 控制和间接神经网络 PID 控制两种结构。

直接神经网络 PID 控制采用神经网络从结构上模拟常规 PID 控制, 利用神经网络的学习能力得出 PID 控制参数;

间接神经网络 PID 控制采用常规 PID 控制结构, 而其中的 PID 参数由神经网络通过学习得出。

【例 4.47】 试述传统 PID 控制面临的问题及目前的应对措施。

答: 传统的 PID 控制最主要的问题是参数整定问题, 一般情况下很难计算 PID 参数, 仅凭工程技术人员的经验设定, 很不容易达到理想状态, 而且所设定的参数不能自适应工况的变化。目前的一些改善措施很多, 如智能 PID 控制。智能 PID 是智能控制与传统 PID 控制的结合, 是自适应的。其设计思想是利用专家系统、模糊控制、神经网络等技术将人工智能引入控制器的设计中, 使系统在任何状态下均能得到比传统 PID 控制更好的控制性能, 具有不依赖系统精确数学模型和控制器参数在线自动调整等特点, 对系统参数变化具有较好的适应性。

4.4 练 习 题

【习题 4.1】 图 4.14 为一储气罐压力单回路控制系统。其中 p 、 p_m 、 p_{sp} 分别为储罐压力、储罐压力测量值与设定值, K_{v1} 、 K_{v2} 分别为自动调节阀和手动出口阀。试指出该系统中的被控对象、被控变量、操纵变量和扰动变量, 画出该系统的方框图, 并指出该系统的控制

目标。

【习题 4.2】某热交换器如图 4.15 所示,用蒸汽将进入其中的冷水加热至一定温度,生产工艺要求热水温度保持定值($t \pm 1$) $^{\circ}\text{C}$,试设计一个单回路控制系统。

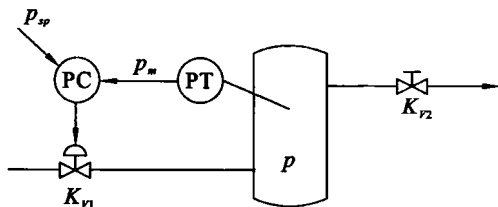


图 4.14 储气罐压力单回路控制系统

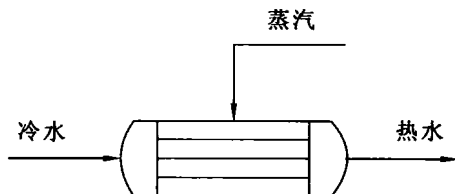


图 4.15 热交换器系统

【习题 4.3】控制器的正、反作用依据什么原则选择？选择的步骤如何？

【习题 4.4】图 4.16 为一加热炉的温度控制器,原料油在炉中被加热。试问:

(1) 该系统中的被控对象、被控变量、操纵变量以及可能出现的干扰是什么？

(2) 画出系统的方框图。

(3) 若原料油不允许过热,控制阀应选用气开型还是气关型？控制器应选择正作用的还是反作用的？

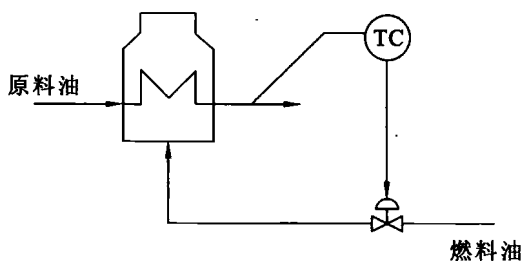


图 4.16 加热炉温度控制系统

【习题 4.5】图 4.17 所示为一锅炉锅筒液位控制系统,要求锅炉不能烧干。试画出该系统的方框图,判断阀的气开、气关形式,确定控制器的正反作用,并简述当加热室温度升高导致蒸汽蒸发量增加时,该控制系统是如何克服干扰的？

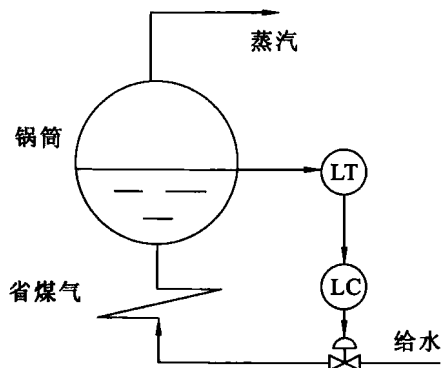


图 4.17 锅炉锅筒液位控制系统

【习题 4.6】试确定图 4.18 所示两个系统中执行器的正、反作用及控制器的正反

作用。

图 4.18(a) 为一加热器出口物料温度控制系统, 要求物料温度不能过高, 否则容易分解; 图 4.18(b) 为一冷却器出口物料温度控制系统, 要求物料温度不能太低, 否则容易结晶。

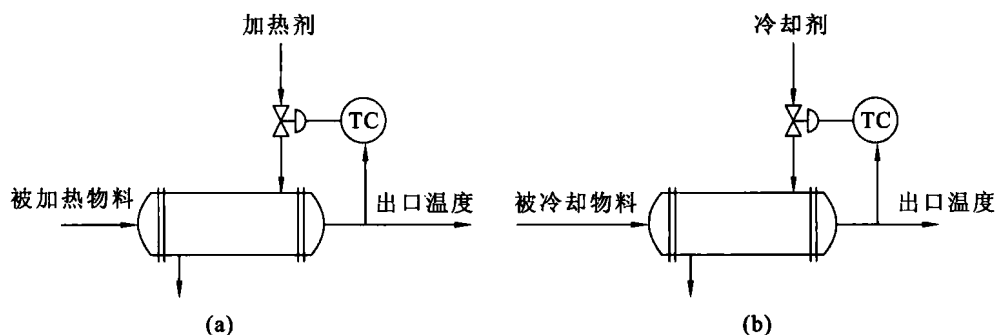


图 4.18 物料温度控制系统

【习题 4.7】 图 4.19 所示为一液体贮槽, 需要对液位加以自动控制。为安全起见, 贮槽内液体严格禁止溢出, 试在下述两种情况下, 分别确定控制阀的气开、气关形式及控制器的正、反作用。

- (1) 选择流入量 Q_i 为操纵变量;
- (2) 选择流出量 Q_o 为操纵变量。

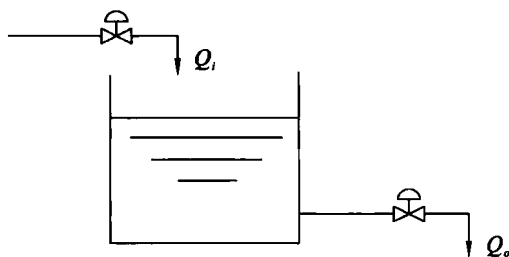


图 4.19 液体贮槽工艺图

【习题 4.8】 有一台 PI 调节器, 比例度 $\delta=100\%$, $T_i=1\text{ min}$, 若将 δ 改为 200% 时, 问:

- (1) 调节系统稳定程度提高还是降低? 为什么?
- (2) 动差增大还是减小? 为什么?
- (3) 静差能不能消除? 为什么?
- (4) 调节时间加长还是缩短? 为什么?

【习题 4.9】 常用的控制器的控制规律有哪些? 各有何特点? 适用于什么场合?

【习题 4.10】 在什么场合下选用比例(P)、比例积分(PI)、比例积分微分(PID)调节规律?

【习题 4.11】 为什么压力、流量的调节一般不采用微分规律, 温度、成分调节多采用微分规律?

【习题 4.12】 若已知过程的数学模型, 怎样选择 PID 调节规律?

【习题 4.13】 某流量调节系统, 调节阀是对数特性, 在满负荷生产时测量曲线平直, 改为半负荷生产时曲线漂浮, 不容易回到给定值, 是什么原因? 怎样才能使曲线在给定值上稳

定下来？

【习题 4.14】 炉出口温度调节,当适当引入微分作用后,有人说比例度可以比微分时小些,积分时间也可短些,对吗?为什么?

【习题 4.15】 一般常规调节系统在负荷变动或变动较大时,为什么调节质量会变坏?如何解决?

【习题 4.16】 为什么采用不完全微分?如何实现不完全微分?

【习题 4.17】 假设某 DDZ-III 型调节器的比例带为 40%,积分时间为 0.4 min,微分时间为 2 min,微分增益为 8。试绘出该调节器对突加 0.5 mA 阶跃信号的响应曲线,并计算经过 10 s 时,该调节器的输出信号值。

【习题 4.18】 某电动比例控制器的测量范围是 0~1000 °C,其输出为 4~20 mA。当温度变化量为 100 °C,比例带为 80%时,该控制器的输出变化量是多少?

【习题 4.19】 某比例控制器输入信号为 4~20 mA,输出信号为 1~5 V,当比例带为 60%时,输入变化 6 mA,所引起的输出变化量是多少?

【习题 4.20】 某模拟调节器,初始输出 V_o 为 1.5 V DC,当 V_i 加入 0.1 V 的阶跃输入, V_o 为 2 V,随后 V_o 线性上升,经 5 min V_o 为 4.5 V,则该调节器的比例增益、积分时间和微分时间分别是多少?

【习题 4.21】 图 4.20 为一加热器,其正常操作温度为 200 °C。温度控制器的测量范围是 150~250 °C,当控制器输出变化 1%时,蒸汽量将改变 3%,而蒸汽量增加 1%时,槽内温度将上升 0.2 °C。又在正常操作情况下,若液体流量增加 1%,槽内温度将会下降 1 °C。假定所采用的是纯比例控制器,其比例度为 100%,试求当设定值由 200 °C 提高到 220 °C 时,待系统稳定后,槽内温度应是多少度?

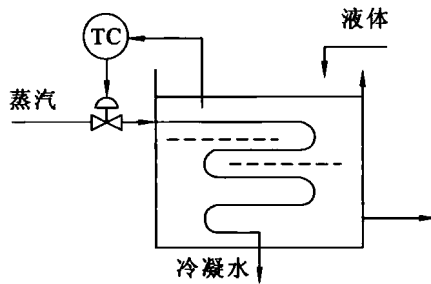


图 4.20 某加热器温度控制系统

【习题 4.22】 某混合器出口温度控制系统如图 4.21(a)所示,系统框图如图 4.21(b)所示,其中, $K_1=5.4$, $K_2=1$, $K_d=0.8/5.4$, $T_1=5$ min, $T_2=2.5$ min, 调节器比例增益为 K_c 。

- (1) 作出 $\Delta F=10$ 阶跃扰动时, K_c 分别为 2.4 和 0.48 时系统的输出响应 T 。
- (2) 作出 $\Delta T_r=2$ 设定值阶跃响应 T 。
- (3) 分析调节器比例增益 K_c 对设定值阶跃响应、扰动阶跃响应的影响。

【习题 4.23】 PID 参数的工程整定方法常用的有哪些?各有何优缺点?

【习题 4.24】 比例积分控制时,整定值 K_c 与纯比例控制时 K_c 的整定值,大致上是什么定量关系?

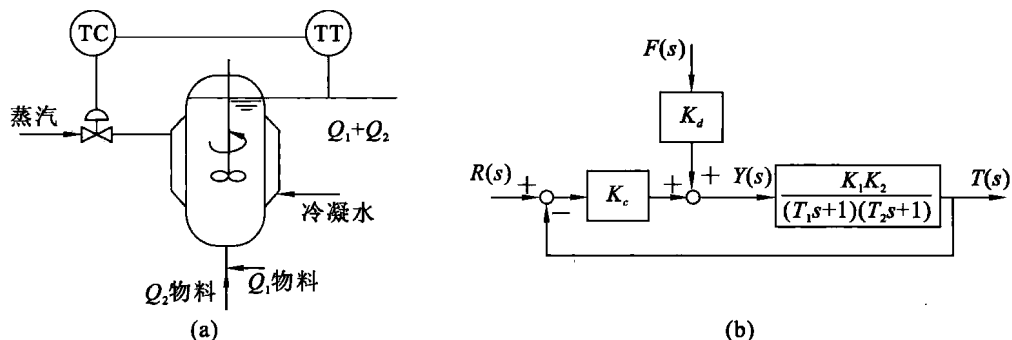


图 4.21 习题 4.22 图

(a) 混合器出口温度控制系统; (b) 系统框图

【习题 4.25】 PID 控制时 K_c 的整定值与纯比例控制时 K_c 的整定值, 大致上有什么定量关系?

【习题 4.26】 某控制系统用稳定边界法整定参数, 已知 $\delta_k = 20\%$, $T_k = 4 \text{ min}$. 试分别确定 P、PI、PID 的控制参数。

【习题 4.27】 某控制系统用 4 : 1 衰减曲线法整定控制器参数。已测得 $\delta_s = 40\%$, $T_s = 6 \text{ min}$. 试确定 P、PI 和 PID 作用时控制器的参数。

【习题 4.28】 已知对象传递函数 $G_0(s) = \frac{8e^{-\tau_0 s}}{T_0 s + 1}$, 其中 $\tau_0 = 3 \text{ s}$, $T_0 = 6 \text{ s}$, 调节器采用 PI 规律, 试用稳定边界法整定比例调节器的参数。

【习题 4.29】 何谓智能 PID 控制? 有哪些智能 PID 方法?

4.5 练习题解答

【习题 4.1】

答: 该系统中的被控对象为储气罐, 被控变量为储气罐内压力 p , 操纵变量为进气流量, 扰动变量为进气压力。该系统的方框图如图 4.22 所示。系统的控制目标为控制储罐内压力 p 的恒定。

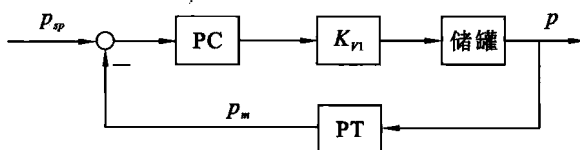


图 4.22 储气罐压力控制系统方框图

【习题 4.2】

解: 为实现加热水的恒温控制, 可采用如图 4.23 所示的单回路控制系统。其中被控量为热水温度 T , TT 为检测热水温度的仪表, TC 为温度控制器。

【习题 4.3】

答: 控制器正反作用选择的依据是: 系统中控制器、执行器、对象三环节组合起来, 能在系统中起负反馈作用。

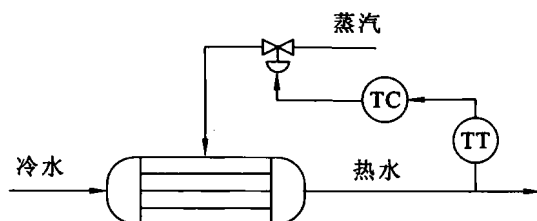


图 4.23 过热器温度控制系统方框图

选择控制器的正、反作用的一般步骤是：首先由操纵变量对被控变量的影响来确定被控对象的作用方向，然后由工艺安全条件来确定执行器的气开、气关形式，最后由系统的负反馈要求，根据对象、执行器和控制器三环节作用方向组合后为“负”来选择控制器的正、反作用。

【习题 4.4】

解：(1) 被控对象为加热炉；被控变量为原料油的出口温度；操纵变量为燃料油流量；可能出现的干扰有原料油流量、入口温度、燃料油压力、热值、炉内通风、燃烧状况等。

(2) 系统方框图如图 4.24 所示。

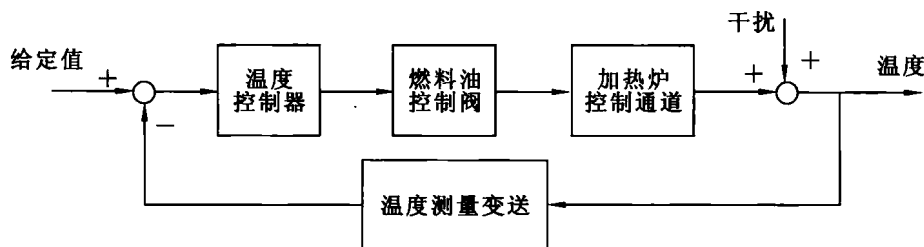


图 4.24 加热炉温度控制系统方框图

(3) 因为原料油不允许过热，所以当控制阀膜头上的气源中断时，应保证炉内不再进行加热工作，即控制阀应关闭，故控制阀应选用气开型。

当进入炉内的燃料油量增大时，炉内原料油温度会上升，所以被控对象是“正”作用方向。由于控制阀选用了气开型，亦为正作用方向，所以为了保证整个系统为负反馈作用，控制器应选择“反”作用方式。

【习题 4.5】

解：系统方框图如图 4.25 所示。

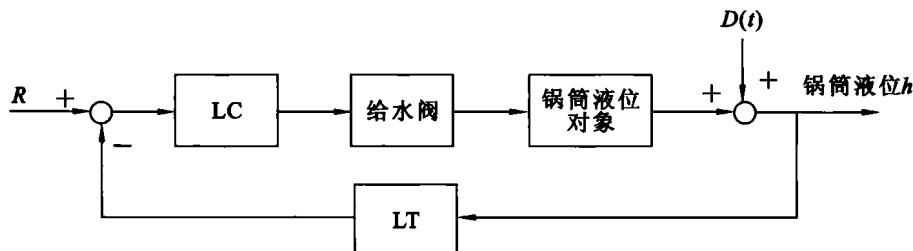


图 4.25 锅炉锅筒液位控制系统方框图

其中给水阀为气关式。

由于锅筒液位下降,要求给水量增加,而给水阀为气关式,故控制信号要减小,所以控制器为正作用。

当加热室温度升高导致蒸汽蒸发量增加时,锅筒液位会下降,该下降信号经液位检测变送单元 LT 检测后送往液位控制器 LC,LC 感知到液位下降(误差),于是输出控制信号,让给水阀开大,增加进入锅筒的水量,以补偿由于蒸汽蒸发量增加而下降的液位。于是液位不至于进一步下降而使锅筒烧干,系统由此克服了干扰。

【习题 4.6】

解:对于系统(a),由于物料温度不允许过高,当控制阀膜头上气源突然中断时,应使加热剂的阀门处于关闭状态,以免大量加热剂进入加热器,所以应选择气开阀。

当加热剂流量增大时,会使被加热物料的出口温度升高,故该对象为“正”作用方向,而气开阀也为“正”作用方向,为使整个控制系统能起到负反馈作用,温度控制器 TC 应选“反”作用的。

对于系统(b),由于物料温度不能太低,当控制阀膜头上气源突然中断时,应使冷却剂的阀门处于关闭状态,以免大量冷却剂进入冷却器,所以应选择气开阀。

当冷却剂流量增大时,会使被冷却物料的出口温度降低,故该对象为“反”作用方向,而气开阀为“正”作用方向,为使整个控制系统能起到负反馈作用,温度控制器 TC 应选“正”作用的。

【习题 4.7】

答:(1)当选择流入量 Q_i 为操纵变量时,控制阀安装在流入管线上,这时,为了防止液体溢出,在控制阀膜头上气源突然中断时,控制阀应处于关闭状态,所以应选用气开式的控制阀。控制阀为“正”作用方向。

由于操纵变量 Q_i 增加时,被控变量贮槽的液位是上升的,故被控对象为“正”作用。

由于控制阀和被控对象均为正作用方向,为使整个系统具有反馈作用,控制器应选择“反”作用方向。

(2)当选择流量 Q_o 为操纵变量时,控制阀安装在流出管线上,这时,为了防止液体溢出,在控制阀膜头上气源突然中断时,控制阀应处于全开状态,所以应选用气关式的控制阀。控制阀为“反”作用方向。

由于操纵变量 Q_o 增加时,被控变量贮槽的液位是下降的,故被控对象为“反”作用。

由于控制阀和被控对象均为“反”作用方向,为使整个系统具有反馈作用,控制器应选择“反”作用方向。

【习题 4.8】

答:因为调节器输出 $\Delta u = K_{pe} + K_p/T_I \int e dt$

其中: Δu ——调节器输出变化量; e ——调节器输入变化量(误差); K_p ——比例增益, $K_p = 1/\delta$ 。

当 δ 从 100% 变为 200%, T_I 不变时,外界来一干扰信号使过程出现误差 e ,输出信号 Δu 变小,所以:

(1) 稳定程度提高(因为 δ 增大后, Δu 变小,不易产生振荡)。

(2) 动差增大(由于 Δu 变小后,调节幅度小即调节作用弱,造成动差增大)。

(3) 静差会消除(因有积分作用存在)。

(4) 调节时间加长(因 K_P 是调节器的放大系数,当比例度 δ 增大,即 K_P 减小时,调节器灵敏度降低,则克服动、静差的时间加长)。

【习题 4.9】

答:常用控制器的控制规律有比例(P)、比例积分(PI)、比例积分微分(PID)。

比例控制规律是控制器的输出信号与其输入信号(控制误差)成比例。其特点为:控制及时,克服干扰能力强,但在系统负荷变化后,控制结果有余差。纯比例控制适用于对象控制通道滞后小、负荷变化不大、对控制要求不高的场合。

比例积分控制规律是控制器的输出信号不仅与其输入信号成比例,而且与输入信号对时间的积分成比例。比例积分控制的特点是:能消除余差,但积分控制作用比较缓慢,控制不及时。这种控制适用于对象滞后较小、负荷变化不大、控制结果不允许有余差的场合。

比例积分微分控制规律是在比例积分的基础上再加上微分作用。微分作用使控制器的输出与输入的变化速度成正比例,它对克服对象的容积滞后有显著效果。这种控制作用适用于对象容积滞后较大、负荷变化大、控制质量要求较高的系统。

【习题 4.10】

答:比例调节规律适用于负载变化较小,纯滞后不太大而工艺要求不高又允许有余差的调节系统。

比例积分调节规律适用于对象调节通道时间常数较小,系统负载变化较大(需要消除干扰引起的余差),纯滞后不大(时间常数不是太大)而被调参数不允许与给定值有偏差的调节系统。

比例积分微分调节规律适用于容量滞后较大,纯滞后不太大,不允许有余差的对象。

【习题 4.11】

答:对压力、流量等参数来说,对象调节通道时间常数 T_0 较小,而负荷又变化较快,这时微分作用和积分作用都要引起振荡,对调节质量影响很大。而对于温度、成分这些测量通道和调节通道时间常数大的系统来说,采用微分规律这种超前作用能够收到较好的效果。

【习题 4.12】

答:若已知过程的数学模型,由该模型可得出过程时间常数的大小、有无时滞、有无积分环节等信息,据此可选择 PID 规律。例如,若过程已有积分环节,可考虑简单的 P 调节,无须选用 PI 调节;反之,若过程无纯积分环节,则可考虑 P 调节(无余差要求的情况)或 PI 调节(有零余差要求的情况);若系统惯性时间常数较大,可考虑增加 D 调节。

【习题 4.13】

答:对一个好的调节系统来说,其总的灵敏度要求是一定的,而整个系统的灵敏度又是由调节对象、调节器、调节阀、测量元件等各个环节的灵敏度综合决定。满负荷生产时,调节阀开度大,而对数阀开度大时放大系数大,灵敏度高,改为半负荷生产时,调节阀开度小,放大系数小,灵敏度低。由于调节阀灵敏度降低,致使整个系统灵敏度降低,因而不易克服外界扰动,引起曲线漂浮。所以,改为半负荷生产时,测量曲线漂浮,不易回到给定值。

为使曲线在给定值上重新稳定下来,可适当减小调节器比例带,也即增大调节器放大倍数,以保证调节阀小开度时,整个调节系统灵敏度不至于降低。

【习题 4.14】

答:这样说是对的。因为微分作用是超前的调节作用,其实质是阻止被调参数的变化,提高系统的稳定性,适当的减小比例度和积分时间有利于提高系统的质量。

【习题 4.15】

答:一般常规调节系统中的调节参数只能人工调节,在工艺正常运行时调整好的 PID 参数,只能保证在这种状态下的调节质量,而调节对象特性都为非线性的,在负荷工况变动较大时,对象特性将发生变化,因此原来的调节器参数就不再适应,这时要根据具体情况重新整定调节器参数才有可能使调节质量变好。

【习题 4.16】

答:PID 控制中的微分项是根据偏差变化的趋势施加的作用,故对高频干扰敏感,在高频干扰下易引起控制过程振荡。因此,依据微分控制在偏差发生陡然变化的瞬间输出较大的特点,采用不完全微分,即在微分部分串入一个惯性环节(低通滤波器),使这部分陡然变化放缓,控制输出平稳。

不完全微分可采用在 PID 的微分部分串联低通滤波器或在整个 PID 控制输出之后串联低通滤波器的方法。

相应结构如图 4.26 所示。

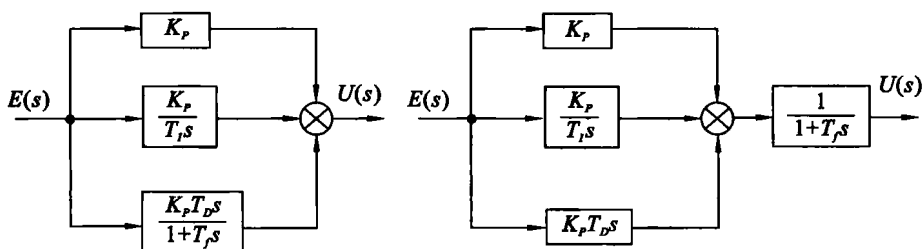


图 4.26 不完全微分

【习题 4.17】

解:PID 调节器的阶跃响应为:

$$u(t) = K_P \Delta E \left[1 + \frac{t}{T_I} + (K_D - 1) \exp\left(-\frac{t}{T_D/K_D}\right) \right]$$

式中 $K_P = \frac{1}{\delta} = \frac{1}{40\%} = 2.5$, $T_I = 0.4 \text{ min}$, $T_D = 2 \text{ min}$, $K_D = 8$, ΔE 为调节器输入阶跃信号 $e(t)$ 的幅值, $\Delta E = 0.5 \text{ mA}$ 。

因调节器采用的是 DDZ-III 型仪表,所以调节器的输出信号为:

$$\begin{aligned} u(t) &= K_P \Delta E \left[1 + \frac{t}{T_I} + (K_D - 1) \exp\left(-\frac{t}{T_D/K_D}\right) \right] + 4 \\ &= 2.5 \times 0.5 \left[1 + \frac{t}{0.4} + (8 - 1) \exp\left(-\frac{t}{2/8}\right) \right] + 4 \\ &= 5.25 + 3.125t + 8.75e^{-4t} \end{aligned}$$

相应的阶跃响应曲线如图 4.27 所示。

MATLAB 代码:

```
t=0:2:100;u=5.25+3.125*t/60+8.75*exp(-4*t/60);plot(t,u)
```

```

grid
xlabel('t(s)')
ylabel('u(mA)')

```

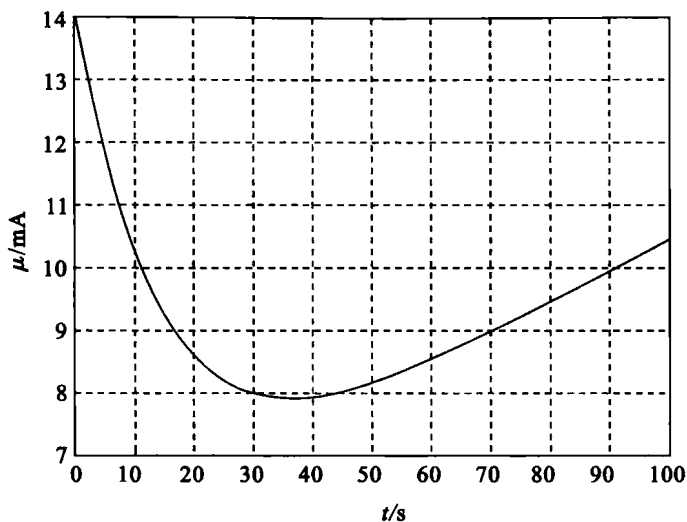


图 4.27 阶跃响应曲线图

当 $t=10\text{s}=10/60\text{ min}$ 时,调节器输出 $u(10/60)\approx 10.3(\text{mA})$ 。

【习题 4.18】

解:根据比例带的定义,

$$\delta = \left(\frac{e}{e_{\max} - e_{\min}} / \frac{u}{u_{\max} - u_{\min}} \right) \times 100\%$$

代入相关数据,得:

$$80\% = \left(\frac{100}{1000 - 0} / \frac{u}{20 - 4} \right) \times 100\%$$

可解得控制器的输出变化量 $\Delta u = 2\text{ mA}$ 。

【习题 4.19】

解:根据比例带公式,有:

$$\delta = \left(\frac{e}{e_{\max} - e_{\min}} / \frac{u}{u_{\max} - u_{\min}} \right) \times 100\% = \left(\frac{6}{20 - 4} / \frac{u}{5 - 1} \right) \times 100\% = 60\%$$

可解得 $\Delta u = 2.5\text{ V}$ 。

【习题 4.20】

解:依题意作出该调节器的阶跃响应曲线如图 4.28 所示。

由阶跃响应曲线可知,该调节器为 PI 调节器,无微分作用,故微分时间常数 $T_D = 0$ 。

P 作用的部分如图中阴影部分,由该部分可得比例增益为:

$$K_P = \frac{\Delta V_o}{\Delta V_i} = \frac{2 - 1.5}{0.1} = 5$$

求积分时间常数 T_I 。

由 PI 调节的阶跃响应公式 $\Delta V_i = \Delta V_i K_P \left(1 + \frac{t}{T_I} \right)$,代入相关数据,有:

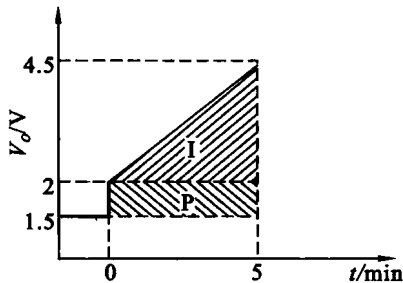


图 4.28 阶跃响应曲线图

$$4.5 - 1.5 = 0.1 \times 5 \times \left(1 + \frac{5}{T_I}\right)$$

由上式解得 $T_I = 1 \text{ min}$ 。

【习题 4.21】

解：依题意画出控制系统方框图如图 4.29 所示。

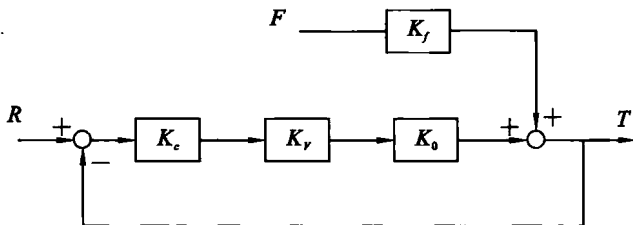


图 4.29 加热器温度控制系统方框图

其中：

$$\text{温度控制器比例增益 } K_P = \frac{1}{\delta} = \frac{1}{100\%} = 1;$$

$$\text{蒸汽调节阀增益 } K_V = \frac{3\%}{1\%} = 3;$$

$$\text{被控对象增益 } K_0 = \frac{0.2}{1\%} = 20 \text{ } ^\circ\text{C};$$

$$\text{干扰通道增益 } K_f = \frac{-1}{1\%} = -100 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

由上述系统方框图可知，系统闭环稳定工作后，槽内温度增加量为：

$$\Delta T = \frac{K_P K_V K_0}{1 + K_P K_V K_0} \Delta R = \frac{1 \times 3 \times 20}{1 + 1 \times 3 \times 20} \times (220 - 200) \approx 19.67 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{故槽内温度 } T = T_0 + \Delta T = 200 + 19.67 = 219.67 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

【习题 4.22】

解：(1) 运用 MATLAB 仿真，建立系统仿真模型如图 4.30 所示。

由该仿真模型，得出 $\Delta F = 10$ 阶跃扰动时， K_c 分别为 2.4 和 0.48 时系统的输出响应如图 4.31 所示。

(2) 运用 MATLAB 仿真，得出 $\Delta T_r = 2$ 设定值阶跃响应如图 4.32 所示。

(3) 分析调节器比例增益 K_c 对设定值阶跃响应、扰动阶跃响应的影。

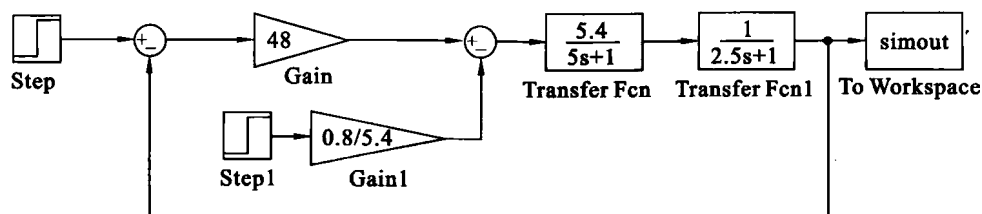


图 4.30 建立系统仿真模型

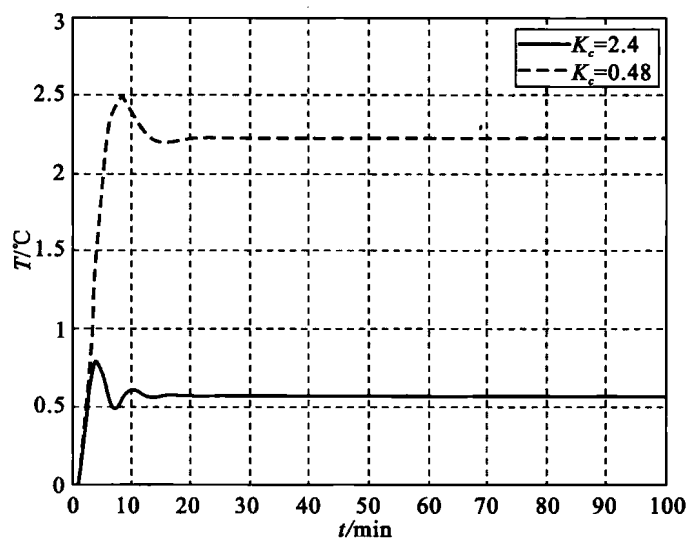


图 4.31 系统输出曲线仿真图 1

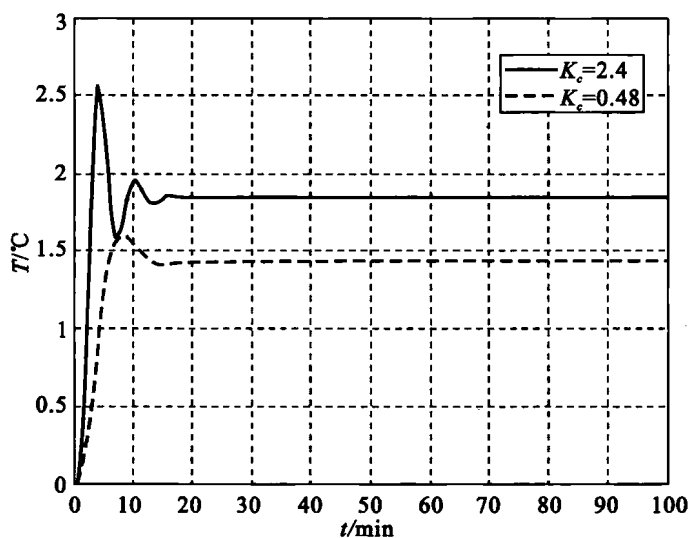


图 4.32 系统输出曲线仿真图 2

由仿真结果可见,比例增益 K_c 增大(由 0.48 增大至 2.4),设定值的阶跃响应和扰动阶跃响应均呈现振荡频率加快、余差减小的特征。

因为,由控制通道闭环传递函数

$$G(s) = \frac{T(s)}{T_r(s)} = \frac{K_c K_1 K_2}{(T_1 s + 1)(T_2 s + 1) + K_c K_1 K_2}$$

得系统特征方程:

$$(T_1 s + 1)(T_2 s + 1) + K_c K_1 K_2 = 0$$

不难分析,随 K_c 增大,系统振荡频率增大。

另外,由闭环传递函数,还可运用复变函数中的终值定理得出,随 K_c 的增大,系统的输出 T 逐渐接近给定 T_r ,即余差减小。

类似的方法,由干扰通道的传递函数可得出相同的结论。

【习题 4.23】

答:常用的 PID 参数工程整定方法有动态特性参数法、稳定边界法、衰减曲线法等。其中稳定边界法、动态特性参数法建立在广义对象的一阶惯性加纯延迟模型上,对外部扰动比较敏感;稳定边界法需要在闭环测试下得到系统的等幅振荡,而这要求被控变量允许承受等幅振荡的波动,且对象应为高阶或具有纯滞后,否则纯比例作用下将不会出现等幅振荡;衰减曲线法与稳定边界法类似,也是在闭环条件下采用纯比例作用调整系统,只是需要得到的是 4:1 或 10:1 的衰减响应,但振荡幅度不可控。

【习题 4.24】

答:比例积分控制时 K_c 的值要比纯比例控制 K_c 的值小 10%,这是因为加入积分作用会使系统稳定性变差,为维持系统原有的稳定性,必须将 K_c 的值减小。

【习题 4.25】

答:因为微分的相位超前作用能改善系统的稳定性,所以 PID 控制时 K_c 的值可以提高,一般为纯比例时的 1.2 倍。

【习题 4.26】

解:根据测得的 δ_k 和 T_k ,查阅稳定边界法参数计算公式,可得:

P 控制中, $\delta = 2\delta_k = 40\%$;

PI 控制中, $\delta = 2.2\delta_k = 44\%$, $T_I = 0.85T_k = 3.4 \text{ min}$;

PID 控制中, $\delta = 1.7\delta_k = 34\%$, $T_I = 0.5T_k = 2 \text{ min}$, $T_D = 0.125T_k = 0.5 \text{ min}$ 。

【习题 4.27】

解:根据测得的 δ_i 和 T_i ,查阅 4:1 衰减曲线法参数计算公式,可得:

P 作用时, $\delta = \delta_i = 40\%$;

PI 作用时, $\delta = 1.2\delta_i = 48\%$, $T_I = 0.5T_i = 3 \text{ min}$;

PID 作用时, $\delta = 0.8\delta_i = 32\%$, $T_I = 0.3T_i = 1.8 \text{ min}$, $T_D = 0.1T_i = 0.6 \text{ min}$ 。

【习题 4.28】

解:依据稳定边界法,首先在纯比例作用下调整系统进入等幅振荡。等幅振荡时比例调节器的增益可以通过求解闭环系统的特征方程得到。具体地,首先求得系统在纯比例作用下的闭环传递函数(设比例增益为 K_P)为:

$$G(s) = \frac{Y(s)}{R(s)} = \frac{K_P K_o e^{-\tau_o s}}{T_o s + 1 + K_P K_o e^{-\tau_o s}} = \frac{8K_P e^{-3s}}{6s + 1 + 8K_P e^{-3s}}$$

相应的闭环特征方程为:

$$6s+1+8K_P e^{-3s}=0$$

这是一个超越方程。欲使系统出现等幅振荡,则该方程有虚根,设为 $s=j\omega$, 经数值求解可得闭环特征方程中:

$$\omega \approx 0.47, \quad K_P = 0.5$$

故系统临界振荡周期为 $T_{pr} = \frac{2\pi}{\omega} \approx 13.4 \text{ s}$, 临界比例增益为 $K_{pr} = 0.5$ 。

然后由稳定边界法整定 PI 调节器参数的公式,有 PI 调节的参数为:

$$K_P = K_{pr}/2, 2 = 0.23, \quad T_I = 0.85 \text{ s}, \quad T_{pr} = 6.7 \text{ s}$$

【习题 4.29】

答:智能 PID 控制是将智能控制方法与常规 PID 控制相融合的新兴控制技术。它吸收了智能控制与常规 PID 控制的优点,具有智能控制自学习、自适应等优点,兼顾常规 PID 结构简单、鲁棒性强、为现场工程设计人员所熟悉等优点。

目前,常用的智能 PID 控制方法有专家 PID 控制、模糊 PID 控制和神经网络 PID 控制等。

5 串级控制

5.1 重点和难点

- 串级控制系统的结构及工作过程；
- 串级控制系统的特点分析；
- 串级控制系统的主、副变量的选择；
- 串级控制系统的主、副控制器的选择；
- 串级控制系统的参数整定方法；
- 串级控制系统的工程应用。

5.2 内容提要

5.2.1 串级控制系统的结构

串级控制系统是一种常用的复杂控制系统,它由两个控制器串联组成:前一个控制器的输出作为后一个控制器的设定值,后一个控制器的输出作为执行器的输入。这两个控制器均有各自的测量变送输入,即串级控制系统包括两个控制回路:主回路和副回路。串级控制系统的结构如图 5.1 所示。

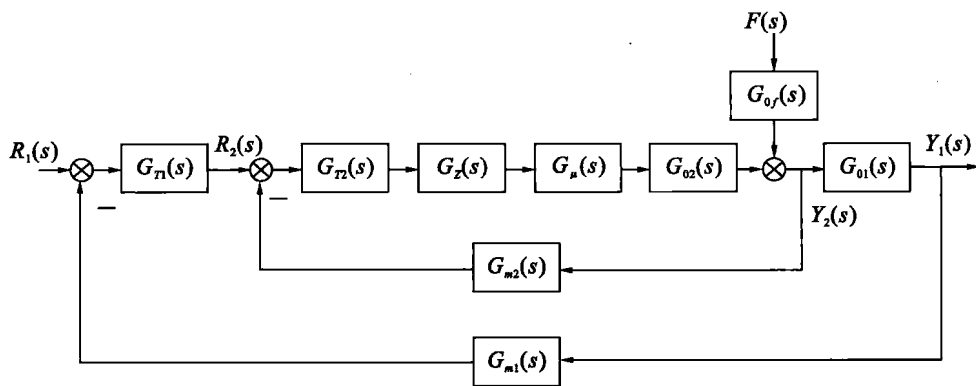


图 5.1 一般串级控制系统原理框图

$G_{T1}(s)$ 、 $G_{T2}(s)$ ——主、副控制器的传递函数; $G_{01}(s)$ 、 $G_{02}(s)$ ——主、副对象的传递函数;
 $G_{m1}(s)$ 、 $G_{m2}(s)$ ——主、副变送器的传递函数; $G_{\mu}(s)$ ——控制阀的传递函数; $G_Z(s)$ ——执行器的传递函数。

在图 5.1 所示的串级控制系统中:

- 副回路由副对象检测变送、副控制器、控制阀和副对象构成;
- 主回路由主对象检测变送、主控制器、副控制器、控制阀、副对象和主对象构成;

- 主控制器所检测和控制的变量称主变量(主被控参数),即工艺控制指标;
- 副控制器所检测和控制的变量称副变量(副被控参数),是为了稳定主变量而引入的辅助变量。

5.2.2 串级控制系统的工作过程

下面以加热炉温度控制系统为例说明串级控制系统的工作原理。

加热炉是工业生产中常用的设备之一,目的是通过操纵燃料气流量 G_c 控制进料出口温度 T_o ,加热炉温度控制系统如图 5.2 所示。

加热炉内管有数百米长,离出口较远,且热容很大,因此加热炉进料温度对象的滞后和惯性较大,是一个典型的一阶加纯滞后过程。若采用单回路控制系统控制加热炉的进料出口温度,当燃料气阀上游压力波动时,由于内管较长,需要一定的时间出口温度才能有变化,且变化缓慢,这样,单回路温度控制系统控制不及时,不能满足工艺要求。

为了克服燃料气阀上游压力波动对加热炉出口温度的影响,采用燃料气流量的单回路控制,加热炉流量控制系统如图 5.3 所示。虽然可以保证燃料气的流量恒定,克服了阀前压力扰动的影响。但是,控制系统对出口温度不能控制,当负荷发生自扰时,进料出口温度将产生变化,流量单回路控制系统无法保证温度恒定。

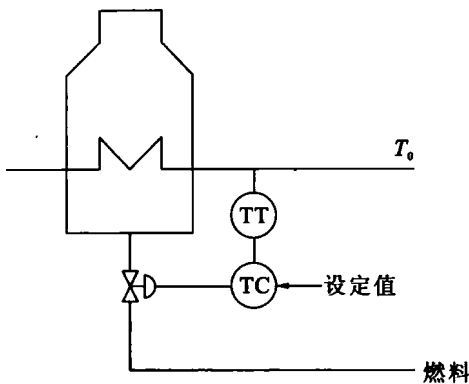


图 5.2 加热炉温度控制系统

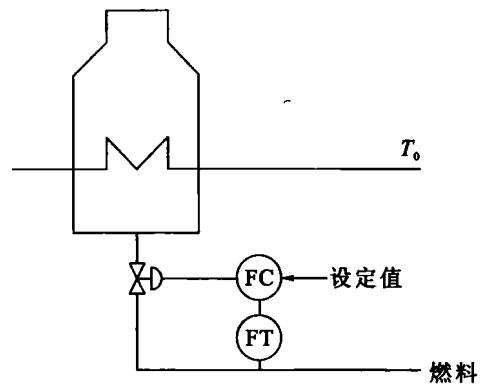


图 5.3 加热炉流量控制系统

通过以上分析,上述两种单回路控制方案的控制效果较差,很难得到满意效果。因此,将这两种单回路控制系统结合,取流量信号为导前信号,增加一个流量控制器,使得流量控制器的设定值随温度的变化而变化,从而维持温度恒定。因此,组成温度-流量串级控制系统,如图 5.4 所示。控制器 FC 用于克服燃料气流量 G_c 对出口温度的影响,若加热炉内温度发生变化,则改变控制器 FC 的设定值,这样使得扰动引起的 G_c 波动很快被消除,从而出口温度 T_o 基本不受影响,即由控制器 TC 根据 T_o 与 G_c 的偏差自动改变控制器 FC 的设定值,通过两个控制器 TC 和 FC 串联在一起工作,各自完成不同的控制任务。

通过以上分析可知,在串级控制系统中,由于引入了一个副回路,不仅能及早克服进入副回路的扰动,而且能改善过程特性。

5.2.3 串级控制系统的特点

在串级控制系统中,主控制器的输出改变副控制器的设定值,当负荷发生变化时,主控制器的输出值发生改变,此时,副控制器能及时跟踪并控制副参数,因此副回路是一个随动

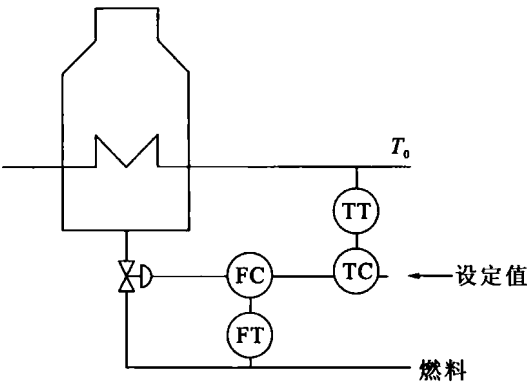


图 5.4 温度-流量串级控制系统

系统,其允许存在一定的余差,具有“粗调”的作用;主回路是定值系统,具有“细调”的作用。在主、副回路的共同作用下,系统的控制品质得到进一步提高。

当扰动发生时,系统的稳定状态被破坏了,串级控制系统的主、副控制器开始工作。根据扰动作用点的不同,分为一次扰动和二次扰动:前者是作用在主被控过程上的,而不包括在副回路范围内的扰动;后者是作用在副被控过程上的,即包括在副回路范围内的扰动。与单回路控制系统相比,串级控制系统增加的仪表不多,只是在结构上增加了一个包含二次干扰的内回路,使控制系统取得了明显的控制效果。一般而言,串级控制系统具有以下四个方面的特点:

- (1) 对进入副回路的二次扰动有很强的克服能力;
- (2) 减少了对象的时间常数,提高了系统响应速度;
- (3) 提高了系统的工作频率,改善了系统的控制质量;
- (4) 对负荷或操作变化的适应性较强。

5.2.4 串级控制系统的系统设计

1. 主、副变量的选择

主变量(操纵量)是工艺要求提出的主要控制变量,选择原则主要有:

- (1) 在条件允许的情况下,选择质量指标作为主变量;
- (2) 主变量应有足够的灵敏度,且工艺合理、易实现。

副变量是维持主变量平稳引出的中间变量,选择原则主要有:

- (1) 副对象的滞后不能太大,以保证副回路的快速性;
- (2) 副对象应包含系统的非线性、时变环节,以提高系统的鲁棒性;

2. 主、副回路的选择

串级控制系统的主回路是定值控制系统,设计过程可以按照简单控制系统设计原则进行。副回路是随动系统,对包含在其中的二次扰动具有很强的抑制能力和自适应能力。串级控制系统中主、副回路的设计原则如下:

- (1) 副回路应包含主对象所受到的主要干扰,即将尽可能多的扰动包括在副回路中。
- (2) 参数的选择应保证副回路的时间常数小,使得副回路控制通道短,反应灵敏,避免出现副回路的滞后太大的现象。

需要注意的是:(1)和(2)存在明显的矛盾,若将更多的扰动包括在副回路中,其通道就

越长,时间常数就越大,有可能导致副回路的滞后过大,这就会影响到副回路快速控制作用的发挥,副回路控制作用就不明显了,其快速控制的效果就会降低。另外,如果所有的扰动都包括在副回路中,主控制器也就失去了控制作用。因此,在实际系统的设计中需要综合考虑(2)和(3)。

(3) 主、副回路工作频率适当匹配。

为确保串级系统不受共振现象的威胁,一般取

$$T_{d1} = (3 \sim 10) T_{d2} \quad (5.1)$$

式中 T_{d1} ——主回路的振荡周期;

T_{d2} ——副回路的振荡周期。

要满足式(5.1),除了在副回路的设计中加以考虑之外,还与主、副控制器的整定参数有关。

3. 主、副控制器控制规律的选择

在串级控制系统中,主回路是定值控制系统,一般要求无差;副回路是随动控制系统,允许系统有波动和静差,但是要求控制的快速性。由于主、副回路的控制任务不同,主、副控制器的控制规律选择也有所不同。

对于主控制器,根据被控对象的特点,与单回路系统的控制器的设计相同,一般情况下选用 P 或 PI 控制;若被控对象的滞后较大,可采用 PID 控制器。

对于副控制器,由于副回路要求控制的快速性,允许有余差,可采用 P 控制。一般情况下,副控制器不引入 I 和 D 控制,若采用 I 控制,则使得副对象响应速度变慢,延长了控制过程;D 控制会使调节阀的动作过大,不利于整个系统的控制。

4. 主、副控制器正、反作用方式的确定

保证过程控制系统正常工作的反馈条件是负反馈方式。对于串级控制系统而言,确定主、副控制器作用方式的原则是保证主、副回路均为负反馈。确定方法是:

首先,根据工艺要求决定控制阀的气开、气关形式;

然后,判定副控制器保证副回路是负反馈的正、反作用方式;

最后,根据主、副被控过程的正、反形式确定主控制器的正、反作用方式。

选择主、副控制器正、反作用方式主要有两种方法:逻辑推理法和判别式法。

(1) 逻辑推理法(图 5.5)

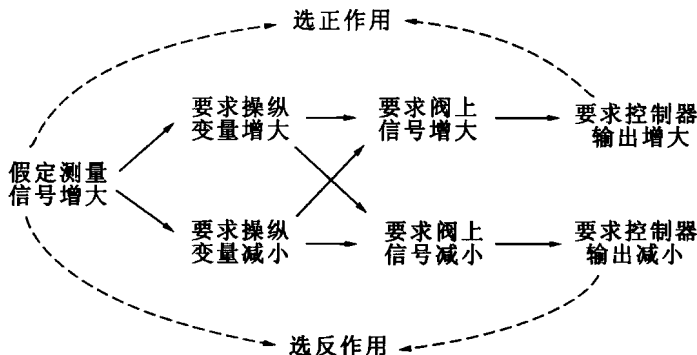


图 5.5 控制器正、反作用选择的推理过程

(2) 判别式法

① 副回路

$(\text{副控制器} \pm)(\text{控制阀} \pm)(\text{副对象} \pm) = (-)$

② 主回路

$(\text{主控制器} \pm)(\text{副对象} \pm)(\text{主对象} \pm) = (-)$

判别式中,符号的判定方法如下:

- 控制阀 气开型为“+”,气关型为“-”;
- 控制器 由于有比较环节,则正作用为“-”,反作用为“+”。
- 被控对象 根据工艺条件确定主、副控制对象的特性。

主、副控制器正、反作用方式选择如表 5.1 所示。

表 5.1 主、副控制器正、反作用方式选择

主对象	副对象	调节阀	主控制器	副控制器
+	+	+	+	+
+	+	-	+	-
-	-	+	-	-
-	-	-	-	+
-	+	+	-	+
-	+	-	-	-
+	-	+	+	-
+	-	-	+	+

5.2.5 串级控制系统的参数整定方法

串级控制系统的参数整定原则是:先副回路,后主回路。一般而言,副回路的控制要求不高,因此可以参照经验法一次整定;主回路控制器参数整定与单回路整定的方法类似。主要有以下三种方法:

1. 逐次逼近法

由于整定方法烦琐,在工程实践中很少采用。

2. 两步整定法

两步整定法的原则是先整定副回路,后整定主回路。具体步骤是:

(1) 在生产工艺稳定,主、副回路都处于闭合的情况下,主、副控制器均采用纯比例控制,且将主控制器的比例度 δ_1 置于 100%。采用衰减曲线法整定副回路控制器参数。例如,采用 4:1 衰减曲线法,求得副控制器在 4:1 衰减过程下的比例度 δ_2 和振荡周期 T_{2s} 。

(2) 在副控制器的比例度为 δ_2 的情况下,将副回路等效为主回路的一个环节,采用同样的方法整定主回路,求得副控制器的比例度 δ_{1s} 和振荡周期 T_{1s} 。

(3) 根据求得的 δ_2 、 T_{2s} 和 δ_{1s} 、 T_{1s} ,结合主、副控制器的选型,按照单回路控制系统的参数整定的经验公式,计算出主、副控制器的最佳比例度、积分时间和微分时间。

(4) 按照“先副后主”、“先比例再积分后微分”的顺序,将整定后的系统投入运行,观察过渡过程曲线,对系统再次做适当的调整,直至控制系统性能满足要求。

3. 一步法

一步法是在工程实践中发现的,具体步骤是:

- (1) 根据副对象的特性或经验整定副控制器的参数;
- (2) 将系统投入串级控制状态运行,按照单回路控制系统的参数整定方法对主控制器进行参数整定。

5.2.6 串级控制系统的工程应用

- (1) 用于克服被控过程较大的容量滞后;
- (2) 用于克服被控过程的纯滞后;
- (3) 用于抑制变化剧烈幅度较大的扰动;
- (4) 用于克服被控过程的非线性。

5.3 例 题

【例 5.1】 试分析图 5.6 所示的串级控制系统的抗干扰能力。

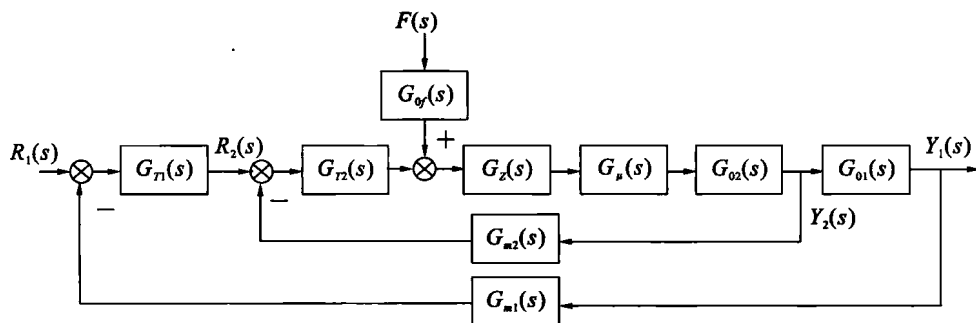


图 5.6 串级控制系统结构图

答:该串级控制系统进行等效变换后,如图 5.7 所示。

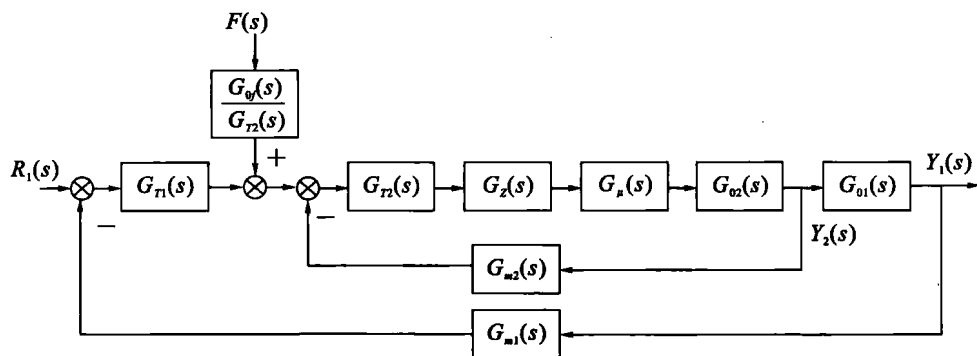


图 5.7 等效的串级控制系统结构图

此时,主参数 y_1 至干扰 f 的传递函数为:

$$\frac{Y_1(s)}{F(s)} = \frac{\frac{G_{\theta f}(s)}{G_{T2}(s)} G'_{O2}(s) G_{O1}(s)}{1 + G_{T1}(s) G'_{O2}(s) G_{O1}(s) G_{m1}(s)} = \frac{G_{\theta f}(s) G'_{O2}(s) G_{O1}(s)}{G_{T2}(s) [1 + G_{T1}(s) G'_{O2}(s) G_{O1}(s) G_{m1}(s)]}$$

$$\text{式中, } G'_{02}(s) = \frac{G_{T2}(s)G_Z(s)G_\mu(s)G_{02}(s)}{1+G_{T2}(s)G_Z(s)G_\mu(s)G_{02}(s)G_{m2}(s)}$$

主参数 y_1 至设定值 r_1 的闭环传递函数为:

$$\frac{Y_1(s)}{R_1(s)} = \frac{G_{T1}(s)G'_{02}(s)G_{01}(s)}{1+G_{T1}(s)G'_{02}(s)G_{01}(s)G_{m1}(s)}$$

由此可得:

若控制系统的抗干扰能力越强, 干扰 f 对主参数 y_1 的影响就越小, 而主参数 y_1 越能快速地随设定值的变化而变化, 即在控制器的作用下, $\frac{Y_1(s)}{F(s)} \rightarrow 0, \frac{Y_1(s)}{R_1(s)} \rightarrow 1$, 此时, 控制系统的控制质量越高。

$$\frac{Y_1(s)/R_1(s)}{Y_1(s)/F(s)} = \frac{G_{T1}(s)G_{T2}(s)}{G_{0f}(s)}$$

因此, 当串级控制系统的干扰一定时, 主、副控制器的比例增益越大, 系统的抗干扰能力越强。

在同等条件下, 分析单回路控制系统的抗干扰能力, 系统如图 5.8 所示。

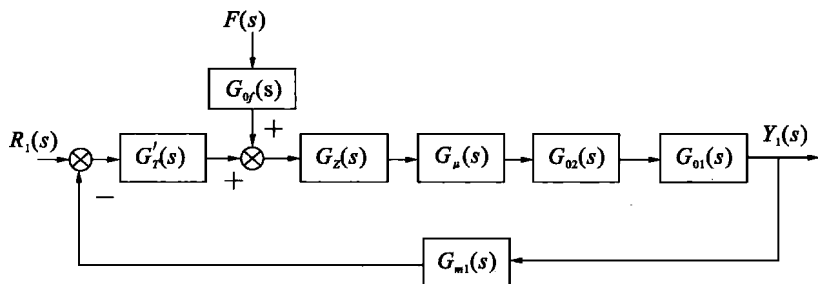


图 5.8 串级控制系统等效为单回路系统的结构图

主参数 y_1 至设定值 r_1 、干扰 f 的闭环传递函数分别为:

$$\frac{Y_1(s)}{F(s)} = \frac{G_{0f}(s)G_Z(s)G_\mu(s)G_{02}(s)G_{01}(s)}{1+G_T'(s)G_Z(s)G_\mu(s)G_{02}(s)G_{01}(s)G_{m1}(s)}$$

$$\frac{Y_1(s)}{R_1(s)} = \frac{G_T'(s)G_Z(s)G_\mu(s)G_{02}(s)G_{01}(s)}{1+G_T'(s)G_Z(s)G_\mu(s)G_{02}(s)G_{01}(s)G_{m1}(s)}$$

抗干扰能力为:

$$\frac{Y_1(s)/R_1(s)}{Y_1(s)/F(s)} = \frac{G_T'(s)}{G_{0f}(s)}$$

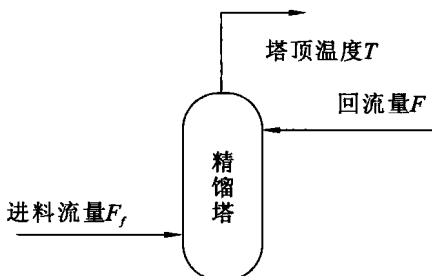


图 5.9 精馏塔工艺图

由此可知, 在相同的条件下, 只要串级控制系统和单回路控制系统都整定到相同的衰减系统, 可以通过改变副回路控制器增益的大小, 比较串级控制系统和单回路控制系统的抗干扰能力。

【例 5.2】 某精馏塔如图 5.9 所示, 欲通过调整回流量 F 控制塔顶温度 T 。

试完成以下控制系统设计:

(1) 设计以回流量为操纵变量, 以塔顶温度为被控变量的单回路控制系统, 并画出该控

制系统的原理方框图及实施方案图；

(2) 若回流量波动较大,试设计温度-流量串级控制系统,并画出该控制系统的实施方案图。

答:(1) 单回路控制系统如图 5.10、图 5.11 所示。

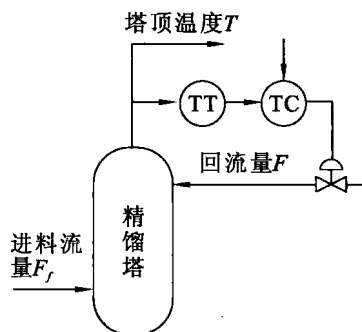


图 5.10 单回路控制系统实施方案图

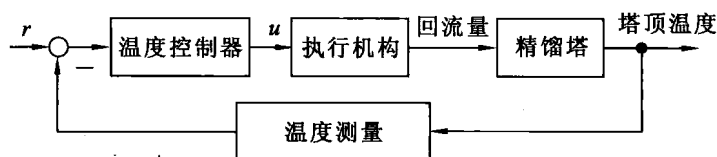


图 5.11 单回路控制系统结构图

(2) 温度-流量串级控制系统设计如图 5.12 所示。

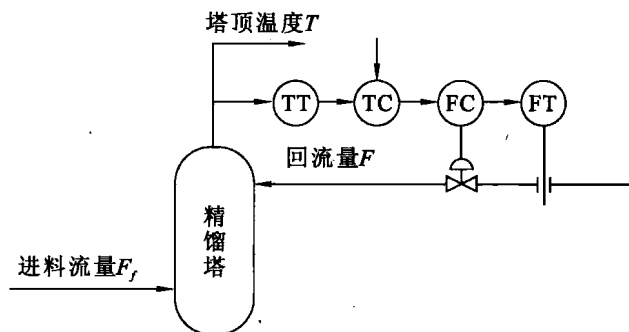


图 5.12 温度-流量串级控制系统实施方案图

【例 5.3】 图 5.13 所示为一聚合釜温度控制系统。

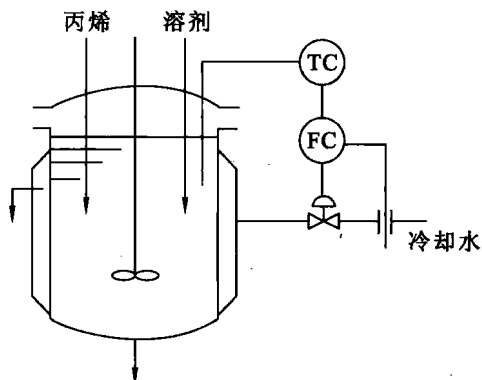


图 5.13 聚合釜温度控制系统

试问：

(1) 该系统是一个什么类型的控制系统？试画出其方框图。

(2) 如果聚合釜温度不允许过高, 否则易发生事故, 试确定调节阀的正反作用方式。

(3) 如果选择夹套内水温作为副变量构成串级控制系统, 试画出其方案实施图, 并确定主、副控制器的正、反作用。

答: (1) 这是一个温度-流量串级控制系统, 系统方框图如图 5.14 所示。

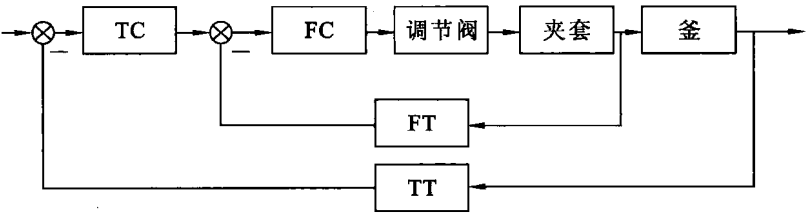


图 5.14 温度-流量串级控制系统方框图

(2) 由于聚合釜的温度不宜过高, 因此, 从安全的角度出发, 一旦控制器出现故障, 调节阀应处于全开的状态, 以便冷却水进入夹套中, 使得聚合釜的温度降低。因此调节阀应为气关型, 即调节阀为“—”。

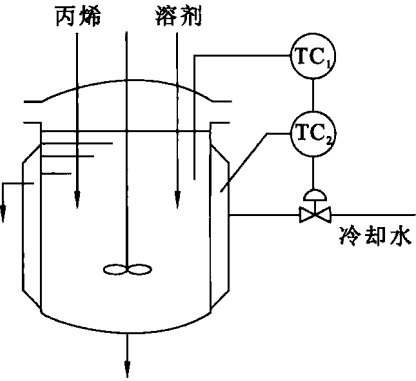


图 5.15 聚合釜温度串级控制系统的方案实施图

随着冷却水的流量增大, 釜内温度降低, 因此主对象的放大系数为“—”。为了保证整个回路为负反馈, 则主控制器的放大系数为“—”, 即主控制器为正作用控制器。综上所述, 主、副控制器均为正作用。

(3) 聚合釜温度串级控制系统的方案实施图如图 5.15 所示。

调节阀为气关型, 即调节阀为“—”。当调节阀开度加大时, 冷却水流量加大, 夹套内水温降低, 则副对象的放大系数为“—”。由于检测变送环节的放大系数一般为“+”, 为了保证副回路为负反馈, 则副回路控制器的放大系数为“+”, 即副控制器为反作用控制器。随着冷却水的流量增大, 夹套内水温降低, 导致釜内温度降低, 因此主对象的放大系数为“—”。为了保证整个回路为负反馈, 则主控制器的放大系数为“—”, 即主控制器为正作用控制器。综上所述, 主控制器为正作用, 副控制器为反作用。

5.4 练习题

【习题 5.1】 为什么串级控制系统中整个副回路环节可视为一放大倍数为正的环节来看?

【习题 5.2】 为什么说串级控制系统主控制器的正反作用只取决于主对象放大倍数的符号, 而与其他环节无关?

【习题 5.3】 试说明在整个串级控制系统中怎么样选择主、副控制器的正、反作用, 若主、副控制器之一的正、反作用选错会造成什么样的危害?

【习题 5.4】 如图 5.16 所示的管式加热炉出口温度控制系统,主要扰动来自燃料流量的波动。

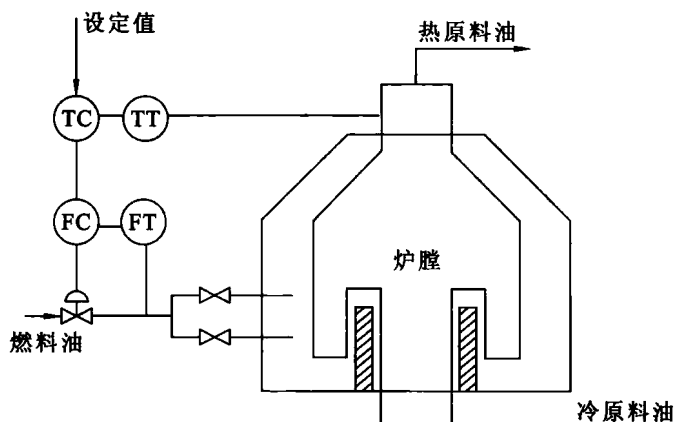


图 5.16 管式加热炉温度-流量串级控制系统

试分析:

- (1) 该系统是一个什么类型的控制系统? 画出其系统方框图。
- (2) 确定调节阀的气开、气关形式,并说明原因。
- (3) 确定主副调节器的正、反作用,并说明原因。

【习题 5.5】 图 5.17 为一管式炉原油出口温度与炉膛温度串级控制系统。要求:

- (1) 选择阀的开闭形式?
- (2) 确定主、副控制器的正、反作用方式?
- (3) 在系统稳定的情况下,如果燃料压力突然升高,结合控制阀的开闭形式及控制器的正、反作用方式,分析串级系统的工作过程。

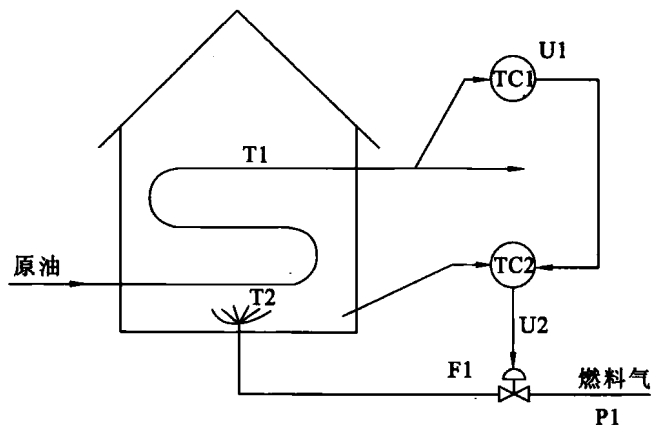


图 5.17 管式炉温度-温度串级控制系统

【习题 5.6】 某干燥器采用夹套加热和真空吸收并行的方式来干燥物料。干燥温度过高会使物料物性发生变化,这是不允许的,因此要求对干燥温度进行严格控制。夹套通入的是经列管式加热器加热的水,而加热器采用的是饱和蒸汽,流程如图 5.18 所示。要求:

- (1) 如果冷水流量波动是主要干扰,应采用何种控制方案? 为什么?
- (2) 如果蒸汽压力波动是主要干扰,应采用何种控制方案? 为什么?

(3) 如果冷水流量和蒸汽压力都经常波动,应采用何种控制方案? 为什么?

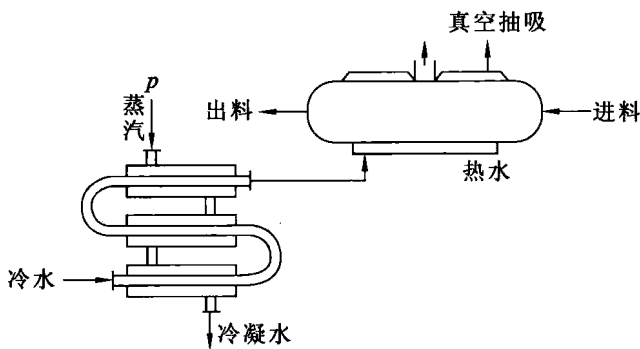


图 5.18 某干燥器系统

【习题 5.7】 图 5.19 所示为某轧钢加热炉燃烧温度串级控制系统,如何设计一个过程控制系统保持加热炉温度控制的稳定,画出其系统实施方案图和方框图并说明工作过程。

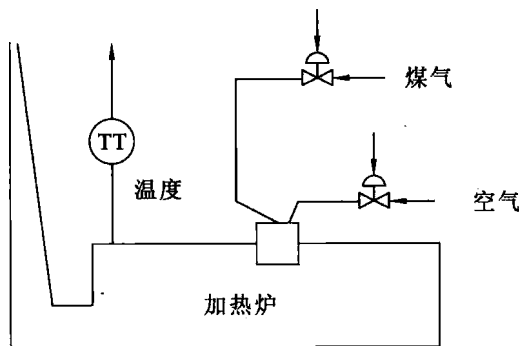


图 5.19 轧钢加热炉燃烧温度系统

【习题 5.8】 图 5.21 所示为精馏塔塔釜温度与蒸汽温度的串级控制系统。生产工艺要求一旦发生重大事故,应立即停止蒸汽的供应。

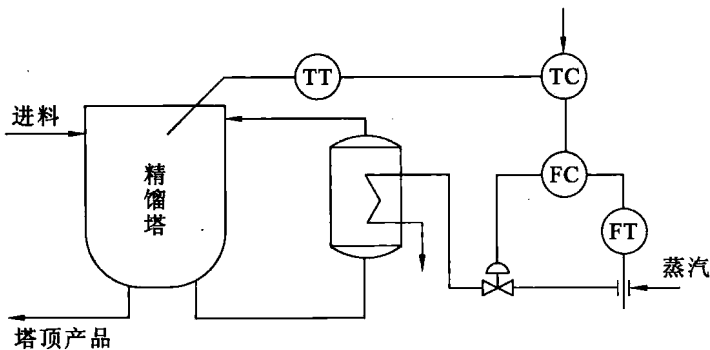


图 5.21 精馏塔塔釜温度与蒸汽温度的串级控制系统

要求:

- (1) 画出控制系统的方框图;
- (2) 确定调节阀的气开、气关形式以及主、副控制器的正、反作用方式。

(3) 若主控制器采用 PID 控制,副控制器采用 P 控制,按 4:1 衰减曲线法测得 $\delta_{1s}=80\%$, $T_{1s}=10\text{ min}$, $\delta_{2s}=44\%$, $T_{2s}=20\text{ s}$,请采用两步法整定法求主、副控制器的参数。

(4) 当蒸汽压力突然增加时,简述控制系统的控制过程。

5.5 练习题解答

【习题 5.1】

答:这是由串级控制系统的结构特点决定的。在串级控制系统中,副回路环节的输入就是主调节器的输出(即副回路的给定),副回路所起的作用是使副变量根据主调节器输出进行控制,是一个随动系统。所以,不管副回路中副对象的特性及执行器的特性如何,当主调节器输出增加时,副变量总是增加的,因此整个副回路可视为一放大倍数为正的环节来看。

【习题 5.2】

答:主环内包括主控制器、副回路、主对象和主变送器,而副回路可视为一放大倍数为 1 的环节,主变送器放大倍数一般为正,所以主控制器的正、反作用只取决于主对象的放大倍数的符号。如果主对象放大倍数的符号为正,则主控制器为反作用;反之,则主控制器为正作用。

【习题 5.3】

答:副控制器的作用方向与副对象特性,调节阀的气开、气关形式有关,其选择方法与简单控制系统中控制器正、反作用的选择方法相同,是按照使副回路成为一个负反馈系统的原则来确定的。

由习题 5.2 可知,主控制器作用方向只取决于主对象放大倍数的符号,而与其他环节无关,故主对象具有“正”作用特性(即副变量增加时,主变量亦增加)时,主控制器应选“反”作用方向;反之,当主对象具有“反”作用特性时,主控制器应选“正”作用方向。

当主、副控制器有一个正反作用方式选错时,就会造成系统的主回路或副回路按正反馈控制,当被控变量出现偏差时,系统不仅不向着消除偏差的方向校正,反而使被控变量远离给定值。

【习题 5.4】

答:(1) 这是以原料油出口温度为主要被控参数,以燃料流量为辅助被控参数的串级控制系统。系统方框图如图 5.22 所示。

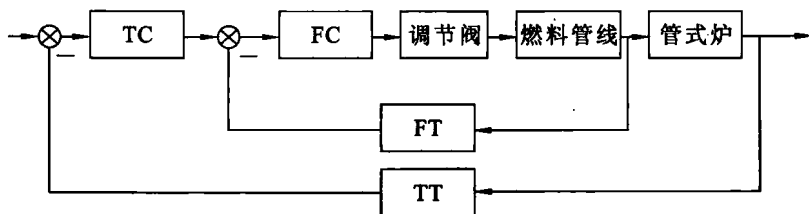


图 5.22 管式炉温度-流量串级控制系统方框图

(2) 从生产工艺安全出发,燃料油调节阀选用气开式,即一旦出现故障或者气源断气,调节阀完全关闭,切断燃油进入加热炉,确保安全。

(3) 对于副调节器,当调节阀开度增大时,燃料流量增大,即副对象放大倍数为正,又调节阀为气开式,故为保证副回路为负反馈,副调节器应为反作用方式。对主调节器,当副参数升高时,主参数也升高,即主对象放大倍数为正,故主调节器应为反作用方式。

【习题 5.5】

答:(1) 从生产工艺安全出发,燃料气调节阀选用气开式,即一旦出现故障或者气源断气,调节阀完全关闭,切断燃气进入加热炉,确保安全。

(2) 对于副调节器,炉膛温度对象为正方向,调节阀为正方向,故副调节器应为反作用方式。对主调节器,主对象为正方向,故调节器应为反作用方式。

(3) 如果燃料气的 P1 突然升高,

副回路首先有一个“粗调”:

$$P1 \uparrow \rightarrow F1 \uparrow \rightarrow T2 \uparrow \rightarrow U2 \downarrow \rightarrow F1 \downarrow$$

没有完全被副回路克服的部分干扰,通过主回路“细调”:

$$T2 \uparrow \rightarrow T1 \uparrow \rightarrow U1 \downarrow \rightarrow F1 \downarrow \rightarrow T2 \downarrow \rightarrow T1 \downarrow$$

【习题 5.6】

解:(1) 以冷水流量为副变量、干燥温度为主变量,构成温度-流量串级控制。因为冷水流量变化到干燥温度变化,中间过程时间较长,若使用单回路控制,会出现控制不及时的问题。考虑冷水流量波动为主要干扰,宜引入副回路,以克服该主要干扰,而其他次要干扰可以通过主回路得以抑制。实施方案如图 5.23 所示。

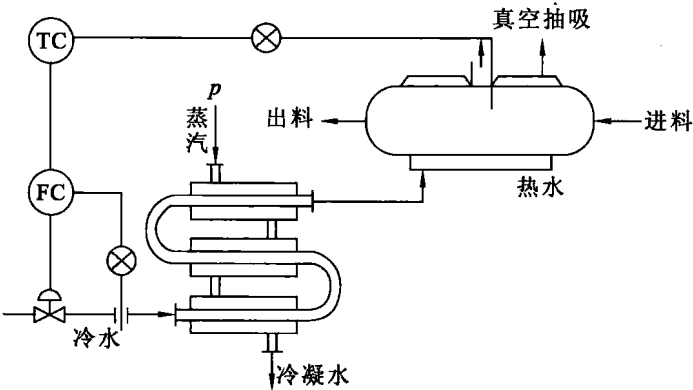


图 5.23 实施方案一(冷水流量波动为主)

(2) 以蒸汽压力为副变量,干燥温度为主变量构成串级系统。

理由:将蒸汽压力波动这一主要干扰包含在副回路中,利用副回路的快速有效克服干扰作用抑制蒸汽压力波动对干燥温度的影响。实施方案如图 5.24 所示。

(3) 以热水温度为副变量,干燥器温度为主变量,蒸汽流量为操纵变量构成温度-温度串级系统,冷水流量单独设计流量单回路系统。

理由:当被控变量为干燥器温度时,不宜选冷水流量作操纵变量,故单独设计流量单回路系统抑制冷水流量波动。以干燥器出口温度为被控量、蒸汽流量为操纵变量的控制系统中,控制通道太长,存在较大的时间常数和纯滞后,故选择热水温度为副变量,构成串级系统,利用副回路减小等效时间常数。实施方案如图 5.25 所示。

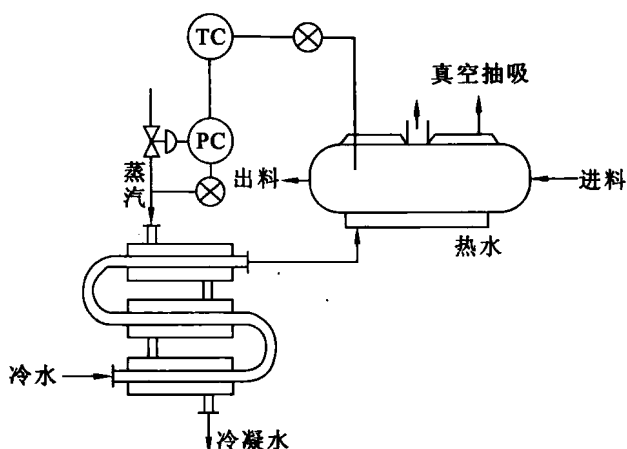


图 5.24 实施方案二(蒸汽压力波动为主)

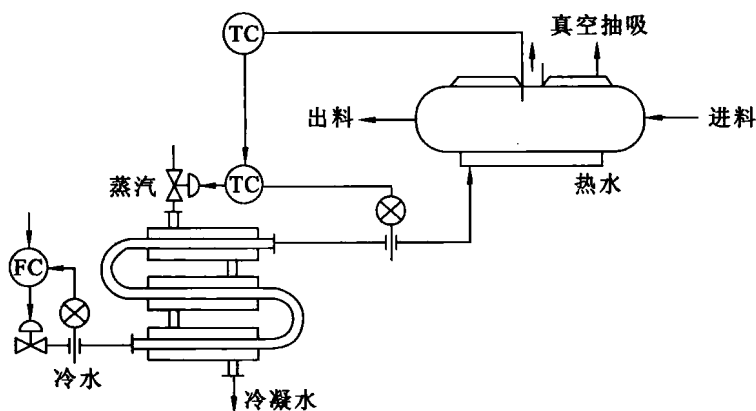


图 5.25 实施方案三(冷水流量、蒸汽压力均波动)

【习题 5.7】

解:应设计串级比值控制方案来保持加热炉温度控制的稳定。系统实施方案图和方框图如图 5.26 和图 5.27 所示。

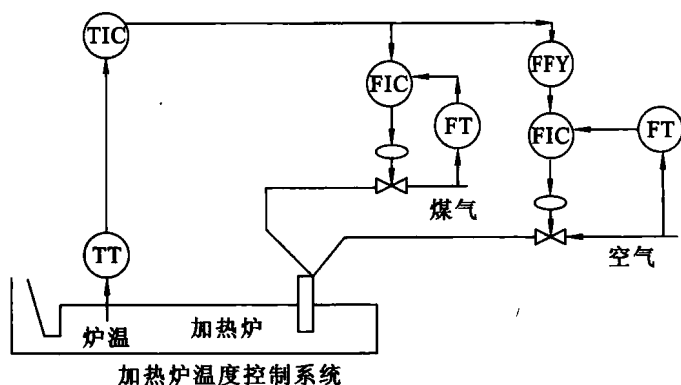


图 5.26 系统实施方案图

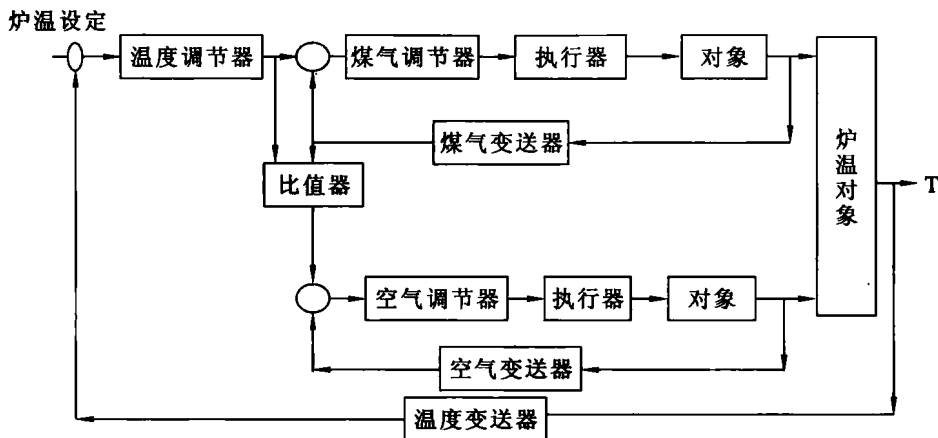


图 5.27 系统方框图

工作过程：

从串级控制系统的工作过程可以看出，两个控制器串联工作，以主控制器为主导，保证主变量稳定为目的，两个控制器协调一致，互相配合，尤其是对于二次干扰，副控制器首先进行“粗调”，主控制器再进一步“细调”。因此，控制质量必然高于简单控制系统。

从结构上看，两个控制器串联工作，一个控制器的输出作为另一个控制器的设定值，共同完成对主变量的定值控制任务。

当炉温降低(升高)时，温度变送器输出减小(升高)，使调节器的输出信号增加，即煤气流量系统的设定值增加，煤气流量增加，煤气流量升高，经比值运算后，使空气流量系统的设定值增加，同时也使空气流量相应增加。

在原来串级控制系统的基础上，由于增加了以煤气流量为主动量，以助燃空气流量为从动量的比值控制系统。既保证了烧成带温度的稳定，又保证了煤气和助燃空气比值的稳定。

【习题 5.8】

解：(1) 精馏塔塔釜温度与蒸汽流量的串级控制系统方框图如图 5.28 所示。

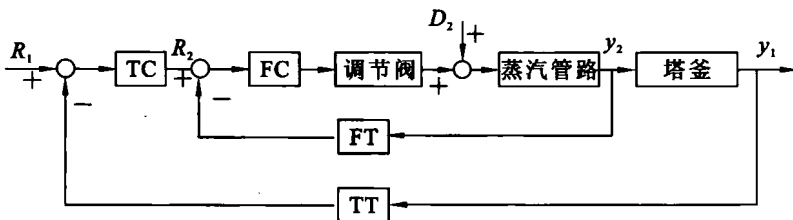


图 5.28 系统方框图

(2) 调节阀采用气关形式，按照工艺要求，若出现故障立刻关闭调节阀，以免大量蒸汽对精馏塔塔釜产生高温，损坏产品。

副控制器应该采用反作用，当蒸汽流量增大，应减少调节阀开度，根据副环开环放大倍数为正、调节阀为气开形式，故副控制器应选反作用。

主回路：蒸汽流量增大时，主变量温度将上升，即主对象为正，故主控制器应选反作用。

(3) 根据串级控制系统两步法整定方法，已给出主副环的比例度和震荡周期，可根据单

回路反馈控制系统按 4 : 1 衰减曲线法求出。

副回路选择的是 P 调节, $\delta_{2s}=44\%$, $T_{2s}=20\text{ s}$, 据经验公式可知 $\delta_2=\delta_{2s}=44\%$ 。

主回路选择的是 PID 调节, $\delta_{1s}=80\%$, $T_{1s}=10\text{ min}$, 据经验公式可知 $\delta_1=0.8\delta_{1s}=64\%$, $T_1=0.3T_{1s}=3\text{ min}$ 。

(4) 当蒸汽压力 D_2 突然增大, 蒸汽流量 y_2 增大, 塔釜温度 y_1 暂时未变, 主控制器输出 (副回路的给定值) 不变, 副回路相当于定值控制, 通过副回路的粗调, 使蒸汽流量尽量维持恒定; 若蒸汽压力过大, 副回路的粗调不足以保证蒸汽流量的稳定, 从而引起精馏塔塔釜温度 y_1 的升高, 则反作用的主控制器输出减小, 副回路为随动系统, 调整蒸汽流量使之减小, 从而使升高的塔釜温度降低, 直至精馏塔塔釜温度恢复正常。

6 特殊控制方法

6.1 重点和难点

(1) 比值控制

- 比值控制原理包括基本概念、系统的结构类型；
- 比值控制系统的设计包括主、从动量的选择,比值系数的换算,实施方案的选择,开方器的采用；

- 比值控制系统整定。

(2) 均匀控制

- 均匀控制原理包括基本概念、系统的结构类型；
- 均匀控制系统整定。

(3) 分程控制

- 分程控制的基本概念；
- 分程控制的应用场合。

(4) 选择性控制

- 选择性控制原理包括基本概念、系统类型；
- 选择性控制中的积分饱和问题。

6.2 内容提要

6.2.1 比值控制

1. 比值控制的概念

比值控制系统是用以实现两个或两个以上物料保持一定比例关系的控制系统。

物料中处于主导地位的成为主动量,用 Q_1 表示;另一种物料成为从动量,用 Q_2 表示。工艺上要求两种物料的比值系数为 K ,且

$$K = \frac{Q_2}{Q_1} \quad (6.1)$$

2. 比值控制系统的结构类型

比值控制系统的结构有:开环比值控制系统、单闭环比值控制系统、双闭环比值控制系统和变比值控制系统。

(1) 开环比值控制系统

这是一种结构最简单的比值控制系统,其工艺流程图和原理图如图 6.1 所示。

(2) 单闭环比值控制系统

在开环比值控制系统的基础上,对从动量增加一个控制回路,即形成了单闭环比值控制系统。其工艺流程图和原理方框图如图 6.2 所示。

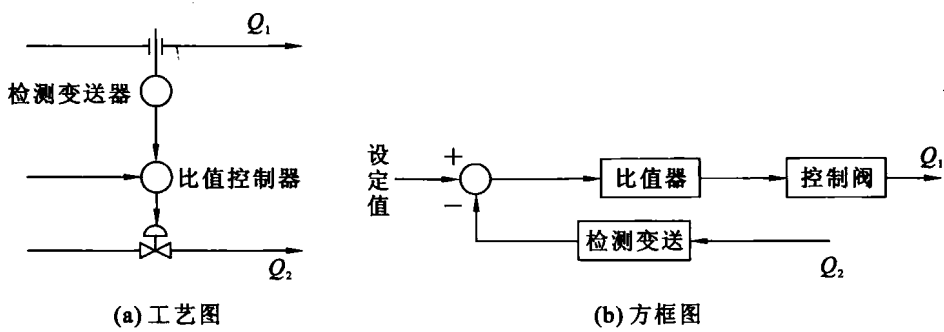


图 6.1 开环比值控制

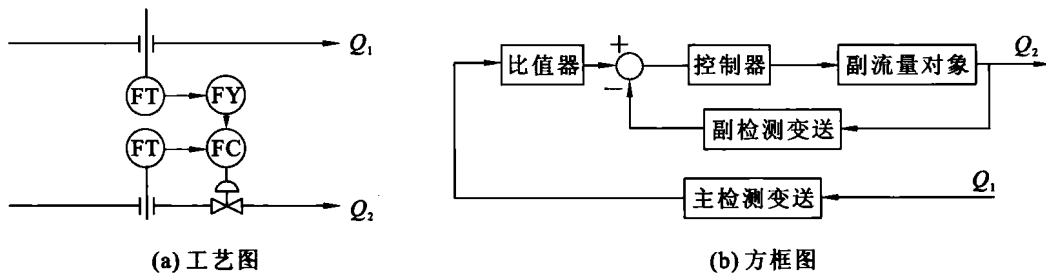


图 6.2 单闭环比值控制

(3) 双闭环比值控制系统

在单闭环比值控制系统的基础上对主动量 Q_1 也设置闭合控制回路,就形成了双闭环比值控制系统。其工艺流程图和原理方框图如图 6.3 所示。

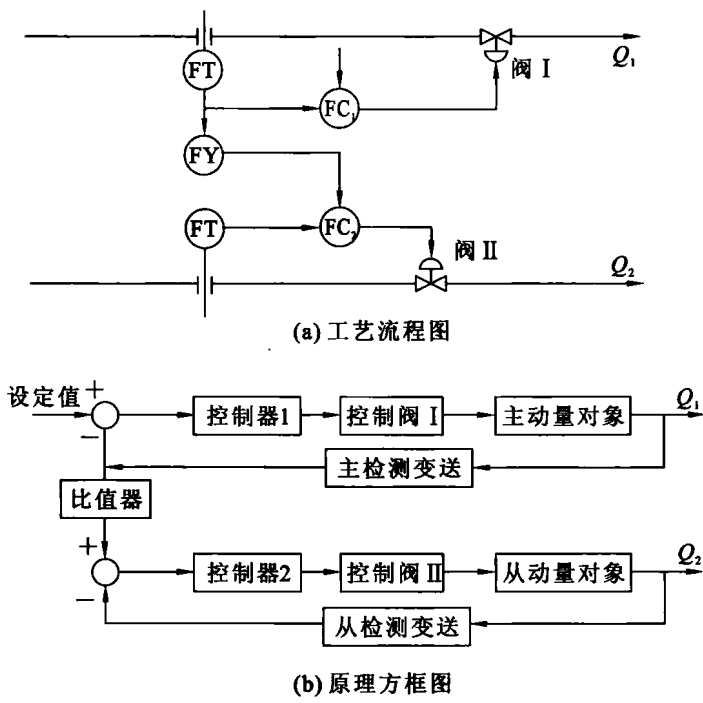
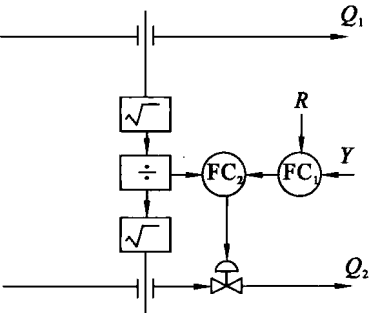


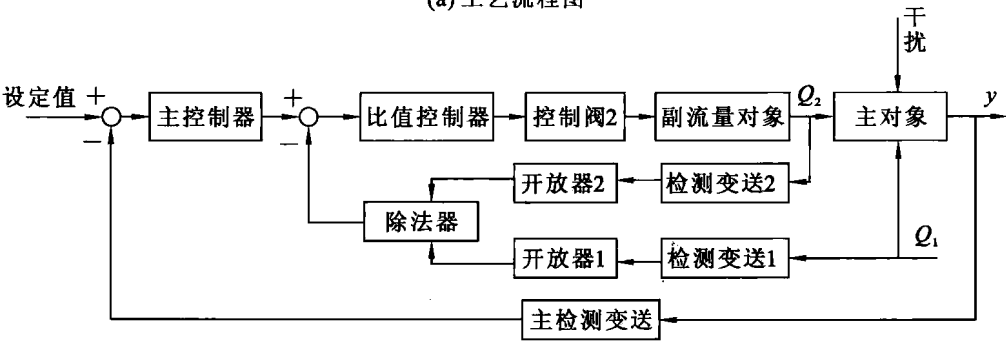
图 6.3 双闭环比值控制

(4) 变比值控制系统

如果两种物料的比值对被控变量影响比较显著时,可以将两物料的比值作为操纵变量加以利用,用于克服其他干扰对被控变量的影响。这样就构成了变比值控制系统。其原理方框图如图 6.4 所示。



(a) 工艺流程图



(b) 原理方框图

图 6.4 变比值控制系统原理方框图

3. 比值控制系统的设计

(1) 主、从动量的选择

① 若一个流量可控,另一流量不可控,可组成单闭环控制系统,不可控的流量为主动量,可控的为从动量;

② 若两个流量均可控,可以组成双闭环比值控制系统。主、从动量的选择遵循:可能供应不足,或是对生产起关键作用,又或是在失控情况下必须保持比值一定的动量均应设为主动量。

(2) 比值系数的换算

要实现比值控制,首先就必须将工艺上的流量比值系数 K 换算成仪表上的信号比值 K' 。根据流量与测量信号间是否成线性关系,换算方法不同。

① 流量与测量信号成线性关系时,仪表比值 K' 为:

$$K' = K \frac{Q_{1\max}}{Q_{2\max}} \tag{6.2}$$

② 流量与测量信号成非线性关系时,仪表比值 K' 为:

$$K' = K^2 \frac{Q_{1\max}^2}{Q_{2\max}^2} \quad (6.3)$$

其中, $Q_{1\max}$ 、 $Q_{2\max}$ 分别为主、从流量变送器的最大量程。

(3) 实施方案的选择

比值控制系统的实施方案有:应用比值器、应用乘法器、应用除法器、采用开方器和从动量对主动量的动态跟踪。

4. 比值控制系统的整定

同其他控制系统一样,选择适当的控制器参数是最重要的。对于比值控制系统,根据其作用不同,整定参数的方法也不同。

(1) 变比值控制系统,其主控制器的参数整定可按串级控制系统进行;

(2) 单闭环、双闭环比值控制系统中的从动量回路和变比值控制系统中的变比值回路的整定方法和要求基本相同,即:从动量能准确、快速地跟随主动量而变化,且不宜有过调。因此,在整定的时候应当将从动量的过渡过程整定成非周期临界情况,其方法和步骤为:

① 由 K 求出 K' ;

② 将积分时间调到最大后从大到小逐步调节比例度 δ ,直到在阶跃干扰下过渡过程处于振荡与不振荡的临界过程为止;

③ 若有积分作用,则在适当放宽比例度(一般为 20%)的情况下,逐步缓慢地减小积分时间,直到出现振荡与不振荡的临界过程或稍有点过调的情况为止。

(3) 双闭环比值控制系统中的主动量回路的过渡过程应整定为非周期过程。

6.2.2 均匀控制

1. 均匀控制的概念

使两个有关联的被控变量在规定范围内缓慢地、均匀地变化,使前后设备在物料的供求上相互兼顾、均匀协调的系统称之为均匀控制系统,也称之为均流控制。

2. 均匀控制系统的特点

(1) 两个被控变量都应该是变化的。均匀控制指的是前后设备物料供求上的均匀,因此,表征前后设备物料的被控变量都不应该稳定在某一固定值上。

(2) 两个被控量的调节过程应该是缓慢的,这与定值控制希望控制过程要短的要求是不同的。

(3) 两个被控变量的变化应该在工艺允许的操作范围内。

3. 均匀控制系统的结构形式

(1) 简单均匀控制

虽然结构形式上与单回路定值控制系统一致,但控制目的不同。简单均匀控制对被控量的要求是缓慢微小变化(在工艺允许的范围内),而非恒定不变。因此,均匀控制一般采用比例或比例积分控制规律,且比例积分作用都较弱,不采用微分作用。

(2) 串级均匀控制

当前后设备的压力变化较大,或液位对象的自衡能力较强而不宜采用简单均匀方案时,可考虑串级均匀控制方案。

(3) 双冲量均匀控制

冲量指连续的信号和参数。双冲量控制指用一个控制器,以两个测量信号之差为被控变量的控制。双冲量均匀控制系统在结构上相当于两个变量信号之差作为被控量的单回路控制系统,其控制系统方框图如图 6.5 所示。

双冲量控制既有简单控制系统参数整定方便的特点,又有串级均匀的优点。

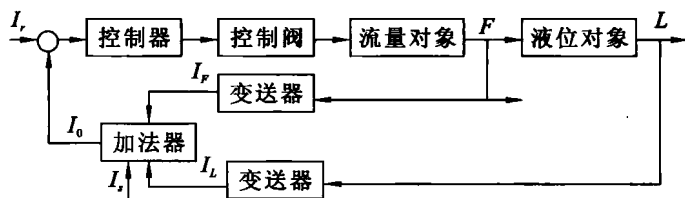


图 6.5 双冲量控制

4. 控制规律的选择

(1) 简单均匀控系统

控制器一般采用纯比例作用,有时也可采用比例积分控制规律。

(2) 串级均匀控制系统

主控制器一般采用纯比例作用,也可采用比例积分控制规律。副控制器一般采用纯比例作用。

(3) 双冲量均匀控制系统

双冲量均匀控制器一般采用比例积分作用控制规律。

所有的均匀控制系统中控制器都不需要也不应加微分作用。

5. 控制器的参数整定

三种均匀方案中的控制器可选 P 或 PI 控制作用,一般不选用微分作用。控制器的比例度要大,积分时间要长,即控制力度要小些,以突出一个“慢”字。

纯比例控制参数整定步骤:

- (1) 先将比例度放在估计液位不会越限的范围,如 $\delta=100\%$ 。
- (2) 观察记录曲线,若液位最大波动小于允许范围,则可增加比例度,从而使液位“质量”降低而流量过程曲线变好。
- (3) 如果发现液位将超出允许的波动范围,则应减小比例度。
- (4) 如上反复调整直到满足均匀控制的要求为止。

比例积分控制参数整定步骤:

- (1) 按纯比例进行整定,得到合适的比例度。
- (2) 适当加大比例度后(放大 20%),引入积分作用,逐渐减小积分时间,直至流量出现缓慢的周期性衰减振荡过程为止,而液位有回复到给定值的趋势。
- (3) 根据工艺,调整参数,直到液位、流量符合要求为止。

6. 均匀控制系统中引入积分作用存在的问题

有利方面:

- (1) 可以避免由于长时间单方向干扰引起的液位越限。
- (2) 由于加入积分作用,比例度适当增加有利于液位存在高频噪声场合。

不利方面:

(1) 一旦液位偏离给定值的时间长而幅值又大时,则积分作用会使控制阀全开或全关,造成流量的波动较大。

(2) 由于积分的引入,会使系统的稳定性变差。

(3) 积分作用的加入,由于积分饱和,会产生洪峰现象。

6.2.3 分程控制

1. 分程控制的概念

一般来说,一台调节器的输出仅操纵一只调节阀,若用一只调节器去控制两个以上的阀并且是按输出信号的不同区间去操作不同的阀门,这种控制方式习惯上称为分程控制。分程控制示意图如图 6.6 所示。

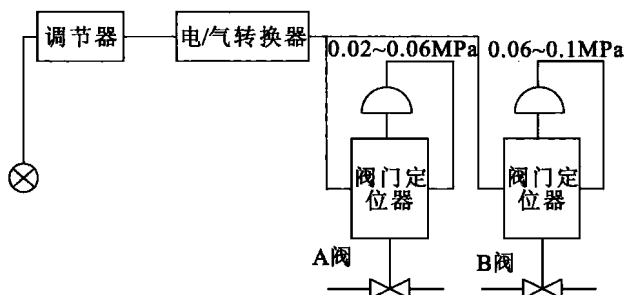


图 6.6 分程控制系统示意图

其中,阀门定位器的作用是将控制器的输出信号分段。

分程控制系统中,阀的开闭形式可分同向和异向两种,如图 6.7 和图 6.8 所示。

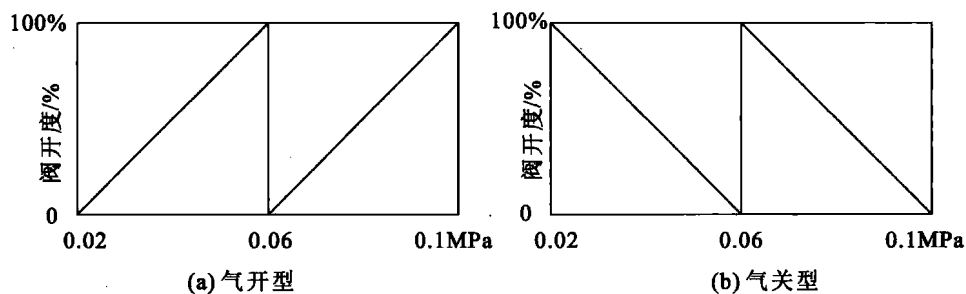


图 6.7 调节阀分程动作(同向)

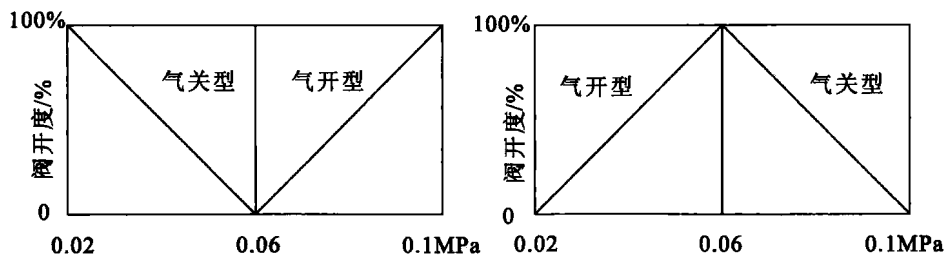


图 6.8 调节阀分程动作(异向)

2. 分程控制系统的应用场合

一般调节阀分程动作采用同向规律的是为了满足工艺上扩大可调比的要求;反向规律的选择是为了满足工艺的特殊要求。

(1) 为扩大调节阀的可调范围

调节阀的可调范围 R 是一项静态指标,表明调节阀执行规定特性(线性特性或等百分比特性)运行的有效范围。可调范围可用下式表示:

$$R = \frac{C_{\max}}{C_{\min}} \quad (6.4)$$

式中 C_{\max} ——阀的最大流通能力,流量单位;

C_{\min} ——阀的最小流通能力,流量单位。

国产柱塞型阀固有可调范围为 $R=30$ 。对于过程控制的绝大部分场合,采用 $R=30$ 的控制阀已足够满足生产要求了。但有极少数场合,可调范围要求特别大,在选择调节阀口径时,如果选用一个调节阀,为了适应大负荷的需要,调节阀的口径要选择得很大,而正常情况下负荷却不需要很大,这就需要将阀关得小一些。也就是说,正常情况下调节阀只是在小开度工作,因为大阀在小开度下工作时,除了阀的特性会发生畸变外,还容易产生噪声和震荡,这样会使控制效果变差,控制质量降低。

为了解决这一矛盾,可选用两只同向动作的调节阀构成分程控制系统。这样,在正常情况下,即小负荷时,只有一个阀动作;当大负荷时,一个阀即使全开(或全关)仍满足不了控制要求,这时另一个阀也开始参与控制,由此整个分程控制系统的调节范围增大。

若采用两支流通能力相同的调节阀构成分程控制系统后,其调节阀的可调范围比单只调节阀增大一倍。

(2) 满足工艺操作的特殊要求

在某些工艺操作中,被控量由两个对立的操纵变量控制,如某些间歇式生产化学反应过程中,当反应物投入设备后,为了使其达到反应温度,往往在反应开始前需要给它提供一定的热量。一旦达到反应温度后,就会随着化学反应的进行不断释放出热量,否则反应就会越来越激烈,以致会有爆炸的危险,此时对反应器又需进行冷却控制。

如此特殊的工艺操作,可采用两个反向的调节阀进行分程控制:当反应物需加热时,由一阀(气关阀)控制,当反应物需冷却时,前者气关阀关闭,由另一气开阀控制冷却过程,以维持反应物的反应温度。

3. 分程控制系统的方案实施

(1) 控制信号的分段

在分程控制中,调节器输出信号分段及控制哪一阀工作,完全取决于工艺要求。

(2) 调节阀特性的选择与注意的问题

① 根据工艺要求选择同向工作或异向工作的调节阀。

② 流量特性的平滑衔接:在分程控制系统中,把两个调节阀作为一个调节阀使用时,要求过渡时,必须采用相应的措施使其流量变化要平滑。对于线性流量特性的调节阀,只有当两个阀的流通能力很接近时,两阀衔接成直线才能用于分程控制系统。对于对数流量特性的调节阀,需通过两个调节阀分程信号部分重叠的办法,使调节阀流量特性衔接线性化,达到平滑过渡。

③ 调节阀的泄漏量在分程控制系统中,必须保证:在调节阀全关时,不泄漏或泄漏量极

小。若大阀的泄漏量接近或大于小阀的正常的调节量时,则小阀就不能发挥其应有的控制作用,甚至不起控制作用。

(3) 分程控制的实现

分程控制是通过阀门定位器或其他来实现的。根据调节器输出的不同区段信号,通过改变阀门定位器的输出零点和量程,相应控制调节阀作全行程动作。

4. 分程阀总流量特性的改善

当调节阀采用分程控制,如果它们的流通能力不同,组合后的总流通特性,在信号交接处流量的变化并不是光滑的。例如选用 $C_A=4$ 和 $C_B=100$ 这两只调节阀构成分程控制,两阀特性及它们的组合总流量特性如图 6.9 所示。

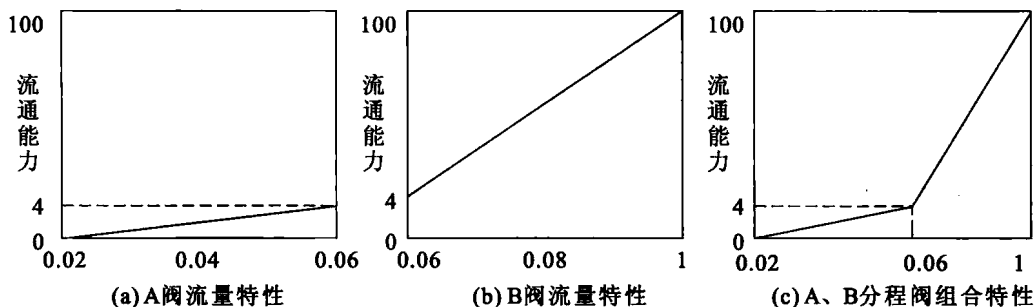


图 6.9 分程阀的交接

由图 6.9 可以看出,原来线性特性很好的两只控制阀,当组合在一起构成分程控制时,其总流量特性已不再呈现线性关系,而变成非线性关系了。特别是在分程点,总流量特性出现了一个转折点。由于转折点的存在,导致总流量特性的不平滑。这对系统的平稳运行是不利的,为了使总流量特性达到平滑过渡,可采用如下方法。

解决在 0.06 处出现了大的转折,呈严重的非线性的方法:①选用等百分比阀,可自然解决;②若需要合成阀的流量特性为线性,则可通过添加非线性补偿调节的方法将合成的等百分比特性校正为线性。

6.2.4 选择性控制

1. 选择性控制的概念

选择性控制是把工业生产过程中的限制条件所构成的逻辑关系,叠加到正常的自动控制系统上去的一种组合控制方法。即在一个过程控制系统中,设有两个调节器(或两个以上的变送器),通过高、低值选择器选出能适应生产安全状况的控制信号实现对生产过程的自动控制。自动选择性控制系统属于极限控制,又叫自动保护控制、软保护控制、取代控制或超驰控制。

要构成选择性控制,生产操作必须有一定选择性逻辑关系,即何种情况下采用何种控制方式。需要具有选择功能的自动选择器(高值选择器或低值选择器)或有自动切换装置来完成。自动选择性控制系统的一般原理框图如图 6.10 所示。

2. 选择性控制系统类型

(1) 按照选择器在系统结构中的位置不同,选择性控制系统可分为两类:

① 选择器放在调节器之后,对调节器输出信号进行选择控制。

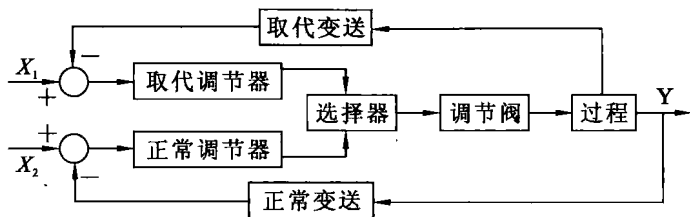


图 6.10 自动选择系统原理框图

特点：几个调节器共用一个调节阀。

② 选择器放在调节器之前，对测量信号做选择性控制。

特点：几个变送器合用一个调节器。

(2) 按照选择控制系统中被选择的变量性质不同，选择控制系统可分为：

- ① 对被控对象的选择性控制系统；
- ② 对操纵变量的选择性控制系统；
- ③ 对测量信号的选择性控制系统。

3. 选择性控制系统的积分饱和现象

(1) 选择性控制系统积分饱和的原因

对于调节器输出选择性控制系统，总有一个处于开环状态，当取代调节器工作时，正常调节器处于开环状态，当存在积分调节时使其可能产生积分饱和现象。

(2) 选择性控制系统中抗积分饱和的措施——外反馈法

在控制器开环状态下，不再使用它自身的信号作积分反馈，而是采用合适的外部信号作为积分反馈信号。从而也切断了积分正反馈，防止了进一步的偏差积分作用。

6.3 例 题

【例 6.1】 什么叫比值控制系统？常用的比值控制方案有哪些？有无开方器对比值控制系统有何影响？

答：在化工、炼油及其他工业生产过程中，工艺上常需要两种或两种以上的物料保持一定的比例关系，比例一旦失调，将影响生产或造成事故，实现两个或两个以上参数符合一定比例关系的控制系统，称为比值控制系统。

比值控制系统可分为：开环比值控制系统，单闭环比值控制系统，双闭环比值控制系统，变比值控制系统，串级和比值控制组合的系统等；

若无开方器，系统流量与测量信号之间即为非线性关系，这将影响系统的动态品质；若加开方器，系统流量与测量信号间为线性关系；系统动态性能不再受负荷变化的影响。

【例 6.2】 比值与比值系数有何不同？如何将比值转换成比值系数？

答：工艺上要求的两种物料的比值系数 K 为比值，即两种物料的实际流量比值；比值系数是将工艺上的流量比值 K 转换成的仪表上的信号比值 K' 。流量比值 K 与仪表比值系数 K' 是两个不同的概念，不能混淆。

K 与 K' 的转换关系为：

$$(1) \text{ 对于流量与测量信号成线性关系的系统: } K' = K \times \frac{Q_{1\max}}{Q_{2\max}}$$

(2) 对于流量与测量信号成非线性关系的系统: $K'_{\neq} = K^2 \times \frac{Q_{1\max}}{Q_{2\max}}$

【例 6.3】 采用除法器构成的比值控制系统中,除法器的非线性对比值控制有什么影响?

答:除法器的非线性对控制系统的品质会造成影响。在除法器构成的比值控制系统中,除法器位于闭环回路中,设 I_1 是主动量 Q_1 的测量信号, I_2 是从动量 Q_2 的测量信号,比值系数 $K' = \frac{I_2}{I_1}$,则除法器的静态放大系数 K 为: $K = \frac{dK'}{dI_2} = K' \frac{1}{I_2}$ 。由此可见, K 随着 I_2 的静态值变化而变化,于是随着负荷的减小,系统的稳定性会下降;随着负荷的增大,系统的控制作用又显得呆滞,造成误差偏大。

【例 6.4】 若比值 $K = \frac{Q_2}{Q_1} = 4$, $Q_{2\max} = 6 \times 10^3$ kg/h, $Q_{1\max} = 2 \times 10^3$ kg/h,当流量测量不加开方器,试求出比值系数 K' 。这时系统会出现什么问题? 应如何解决?

解:比值系数 K' 为:

$$K' = K^2 \times \frac{Q_{1\max}^2}{Q_{2\max}^2} = 4^2 \times \frac{(2 \times 10^3)^2}{(6 \times 10^3)^2} \approx 1.778$$

此时测量环节的静态放大倍数正比于流量,即随负荷的增大而增大,从而导致系统稳定性下降。

因此,应在流量检测仪表后增加开方器,使包含开方器在内的测量变送环节成为线性环节,该环节静态放大系数与负荷大小无关,从而系统的动态特性不再受负荷变化的影响。

【例 6.5】 在某生产过程中,要求参与反应的甲、乙两种物料流量保持一定比值,若已知正常操作时甲流量 $Q_1 = 7$ m³/h,采用孔板测量并配用压差变送器,其测量范围为 0~10 m³/h,乙流量 $Q_2 = 250$ L/h,相应的测量范围为 0~300 L/h,根据要求设计保持 q_2/q_1 比值的控制系统,试求在流量和测量信号分别成线性和非线性关系时,采用 DDZ-III 型仪表组成系统时的比值系数 K' 。

解:可设计单闭环比值控制系统,系统方案如图 6.11 所示。

其中,比值器 FC 的输入信号为:

$$I_0 = (I_1 - 4) \cdot K' + 4 \quad (\text{mA})$$

比值器 FC 的输出信号关系式为:

$$I_2 = I_0 = (I_1 - 4) \cdot K' + 4 \quad (\text{mA})$$

其中的比值系数可求解得出:

$$\text{依据甲乙两种流量的比值: } K = \frac{Q_2}{Q_1} = \frac{250 \times 10^{-3}}{7} = \frac{1}{28}$$

对于流量与测量信号为线性的系统,采用 DDZ-III 型仪表组成系统的比值系数为:

$$K' = K \cdot \frac{Q_{1\max}}{Q_{2\max}} = \frac{1}{28} \times \frac{10}{300 \times 10^{-3}} \approx 1.190$$

对于流量和测量信号分别成非线性的系统,采用 DDZ-III 型仪表组成系统的比值系数为:

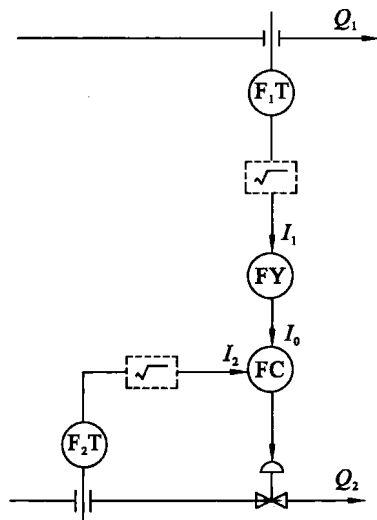


图 6.11 单闭环比值控制方案

$$K' = K \cdot \frac{Q_{1\max}^2}{Q_{2\max}^2} = \left(\frac{1}{28}\right)^2 \times \frac{10^2}{(300 \times 10^{-3})^2} \approx 1.417$$

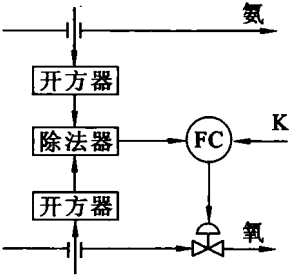


图 6.12 硝酸生产中的
比值控制系统

【例 6.6】 在硝酸生产过程中有一氧化工序,其任务是将氨氧化成一氧化氮。为了提高氧化率,要求维持氨与氧的比例为 2 : 1。该比值控制系统采用如图 6.12 所示的结构形式。已知 $Q_{\text{氨}\max} = 12000 \text{ m}^3/\text{h}$, $Q_{\text{氧}\max} = 5000 \text{ m}^3/\text{h}$, 试求比值系数 K' 。如果该比值控制用 DDZ-III 型仪表来实现, 比值系数的设定值 K 应该是多少?

解: 由图 6.12 可知, 系统采用了开方器, 即流量与测量信号为线性关系, 则:

$$K' = K \cdot \frac{Q_{\text{氨}\max}}{Q_{\text{氧}\max}} = \frac{1}{2} \times \frac{12000}{5000} = 1.2$$

另, 由图可知, 该比值控制采用的是乘法器方案, 故对 DDZ-III 型仪表, 比值系数的设定值 K 应该是:

$$K = K' \times 16 + 4 = K \cdot \frac{Q_{\text{氨}\max}}{Q_{\text{氧}\max}} = \frac{1}{2} \times \frac{12000}{5000} \times 16 + 4 = 23.2$$

【例 6.7】 有一双闭环比值控制系统如图 6.13 所示。若采用 DDZ-III 型仪表和相乘方案来实现, 已知 $Q_{1\max} = 7000 \text{ kg/h}$, $Q_{2\max} = 4000 \text{ kg/h}$ 。要求:

- (1) 画出系统框图;
- (2) 若已知 $I_0 = 18 \text{ mA}$, 求系统比值 K 和比值系数 K' ;
- (3) 待该比值系统稳定时测得 $I_1 = 10 \text{ mA}$, 试计算 I_2 。

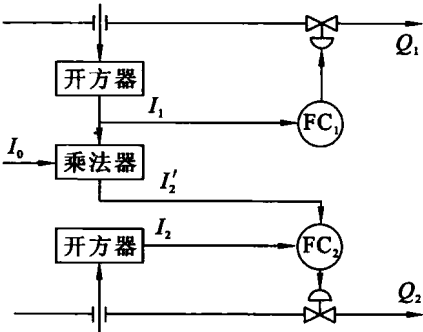


图 6.13 双闭环比值控制系统

解: (1) 系统框图如图 6.14 所示。

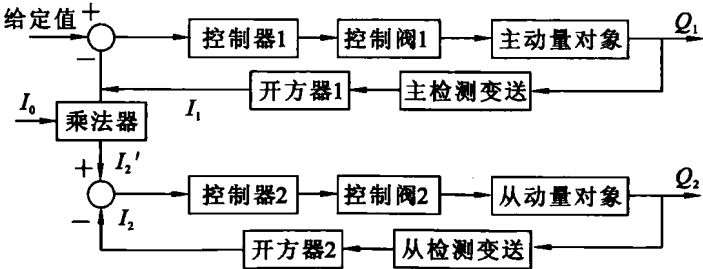


图 6.14 双闭环比值控制系统框图

(2) 该系统实则为乘法器比值控制,由系统结构可知

$$I_0 = \frac{I_2 - 4}{I_1 - 4} \times 16 + 4 = K' \times 16 + 4$$

所以该系统的比值系数 $K' = \frac{I_0 - 4}{16} = \frac{18 - 4}{16} = \frac{7}{8}$

$$\text{比值 } K = K' \frac{Q_{2\max}}{Q_{1\max}} = \frac{7}{8} \times \frac{4000}{7000} = \frac{1}{2}$$

(3) 稳态时,控制器 FC2 的测量值与设定值相等,即 $I_2 = I'_2$,

$$I'_2 = \frac{(I_1 - 4)(I_0 - 4)}{16} + 4 = \frac{(10 - 4)(18 - 4)}{16} + 4 = 9.25 \text{ mA}$$

【例 6.8】 什么是均匀控制? 常用均匀控制方案有哪几种?

答:使两个有关联的被控变量在规定范围内缓慢、均匀地变化,使前后设备在物料的供求上相互兼顾、均匀协调的控制为均匀控制。

常用均匀控制方案有简单均匀控制、串级均匀控制和双冲量均匀控制。

【例 6.9】 均匀控制系统有些什么特点?

答:均匀控制系统的特点为:

(1) 两个被控变量都应该是变化的。均匀控制指的是前后设备物料供求上的均匀,因此,表征前后设备物料的被控变量都不应该稳定在某一固定值上。

(2) 两个被控量的调节过程应该是缓慢的,这与定值控制希望控制过程要短的要求是不同的。

(3) 两个被控变量的变化应该在工艺允许的操作范围内。

【例 6.10】 在均匀控制中为什么推荐采用纯比例控制器?

答:首先微分控制是加快控制作用的,刚好与均匀控制要求相反;其次,加入积分控制一旦液位偏离给定值的时间长而幅值又大时,易积分饱和,即积分作用会使控制阀全开或全关,造成流量较大的波动,违背了均匀控制的初衷;再则,均匀控制对被控量的控制要求不高,除不要求快速调节外,也不要求对被控量的精确控制,所以也无须加微分和积分,采用纯比例控制即可。

【例 6.11】 液位均匀控制系统与纯液位控制系统有何异同点? 在什么场合需采用均匀控制?

答:结构形式上与液位单回路定值控制系统一致,但控制目的不同;另外,一般采用比例或比例积分控制规律,且比例积分作用都较弱(不采用微分作用)。均匀控制(调节)系统是在连续生产过程中,各种设备前后紧密联系着的情况下提出来的。生产工艺要求上有一定的矛盾需要权衡,如分别独立设计多个简单的单回路调节系统时,往往控制系统的工作相互之间存在矛盾,不能满足要求。均匀控制能解决这个矛盾。

【例 6.12】 为什么均匀控制系统的核心问题是控制器参数的整定问题?

答:均匀控制系统在结构上无任何特殊性,它主要是通过降低控制回路灵敏度来获得的,参数的整定如何,决定了是否能达到均匀控制的目的。

【例 6.13】 分程控制系统中是如何实现使各个控制阀处于不同的信号段的?

答:分程控制系统中控制器输出信号的分段,是由附设在控制阀上的阀门定位器来实现的。每个阀门定位器将控制器输出信号的某部分区间转换成相应控制阀的作全行程的信号

区间。

【例 6.14】 分程控制系统中的控制器的正反作用是如何确定的？举例说明之。

答：控制器正反作用选择的原则，和单回路控制系统一样。如果输入控制器的测量信号增大，控制器是比例作用时的输出也增大，则称其作用方式为正作用；否则为反作用。例子见下面习题。

【例 6.15】 试解释阀位控制器必须选用比例积分控制器的理由。

答：阀位控制器的作用是使控制阀处于一个固定的小开度（由阀位控制器的输入决定）上，因此阀位控制器应选比例积分作用。

【例 6.16】 试述阀位控制系统整定的步骤。

答：阀位控制系统有主控制器及阀位控制器两只控制器，系统的整定可分两步进行：

(1) 在阀位控制器处于手动情况下，接单回路系统整定方法整定主控制器的参数。

(2) 将整定好的主控制器参数放好，使主控制器处于自动状态，然后接单回路系统整定方法整定阀位控制器的参数。

【例 6.17】 图 6.15 为某管式加热炉原油出口温度分程控制系统，两分程器分别设置在瓦斯气和燃料油管线上。工艺要求优先使用瓦斯气供热，只有当瓦斯气量不足以提供所需热量时，才打开燃料油控制阀作为补充。根据上述要求试确定：

- (1) A、B 两控制阀的开闭形式及每个阀的工作信号段（假定分程点为 0.06 MPa）；
- (2) 确定控制器的正反作用；
- (3) 画出该系统框图，并简述该系统的工作原理。

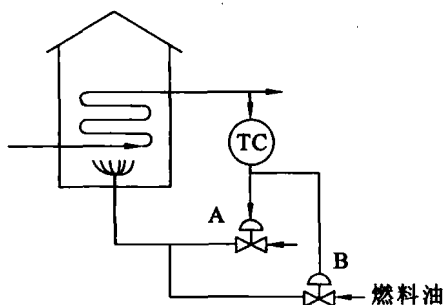


图 6.15 管式炉分程控制系统

答：(1) A、B 都为气开阀，其中 A 阀在 0.02~0.06 MPa 范围内调节，B 阀在 0.06~0.1 MPa 范围内调节。各阀的工作信号段如图 6.16 所示。

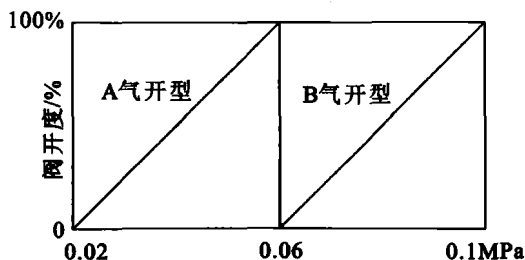


图 6.16 管式炉分程控制阀 A、B 的工作信号段

(2) 按工艺要求,原油出口温度升高,热源量应该减小,由于阀 A、B 同向,均为气开阀,所以控制器应选为反作用。

(3) 系统的方框图如图 6.17 所示。

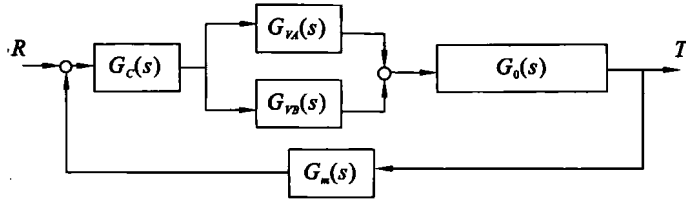


图 6.17 管式炉分程系统框图

当需要的热量很小时, A 阀开大, 瓦斯供热, 达到供热要求; 当需要的热量很大时, A、B 阀同时打开, 瓦斯、燃料油一同供热, 达到供热要求。

【例 6.18】 某生产工艺有一脱水工序, 用 95% 浓度的酒精按卡拉胶与酒精之比为 1 : 6 的比例加入到卡拉胶中, 以脱出卡拉胶中所含的一部分水分。工艺流程如图 6.18 所示。酒精来源有两个: 一为酒精回收工序所得, 二为新鲜酒精。工艺要求尽量使用回收酒精, 只有在回收酒精不足时, 才允许添加新鲜酒精给予补充。根据上述情况应采用何种控制方式? 画出系统的结构图与方框图。选择系统中控制阀的开闭形式、控制阀的工作信号及控制器的正反作用。

解: 上述情况应采用分程控制系统。结构图和框图如图 6.19、图 6.20 所示。

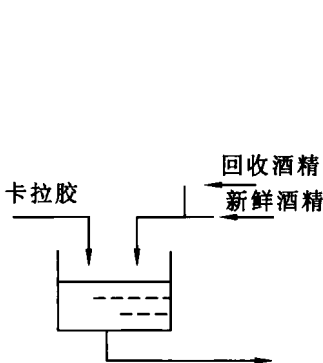


图 6.18 某脱水工艺图

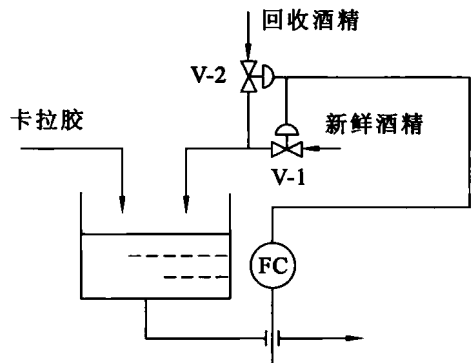


图 6.19 分程控制结构图

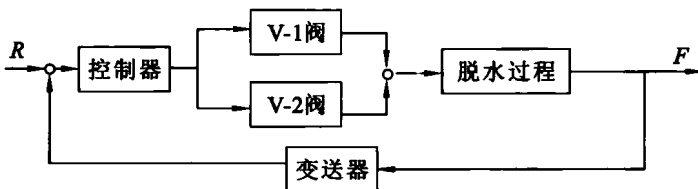


图 6.20 分程控制框图

控制阀 V-1 控制新鲜酒精量应为气开型, 流量充足时关闭, V-1 的控制信号范围为 0.06~0.1 MPa; 控制阀 V-2 控制回收酒精量应为气开型, V-2 的控制信号范围为 0.02~0.06 MPa; 控制信号为回收酒精流量, 此时用判别式法对 V-2 阀分析, 其为气开型, 放大倍

数为正,测量信号回收流量上升时,要求操纵变量减少,对象为负,所以控制器为反作用。

【例 6.19】 图 6.21 所示为甲烷化反应器(DC-301)入口温度分程控制系统。它利用反应生成物经热交换器 EA-302 对反应器的物料进行预热,如入口温度达不到要求,则进一步通过蒸汽换热器 EA-301 进一步预热。两分程阀分别设置在热交换器 EA-302 的旁路和蒸汽管线上。试确定各控制阀的开闭形式、工作信号段(设分程点为 0.06 MPa)及控制器的正反作用。

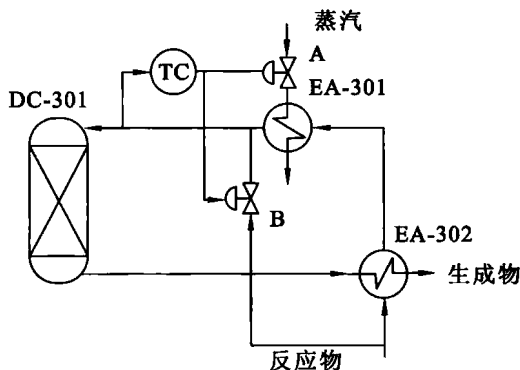


图 6.21 甲烷化反应器入口温度分程控制系统

答:A、B 阀的开闭形式及工作信号段如图 6.22 所示。

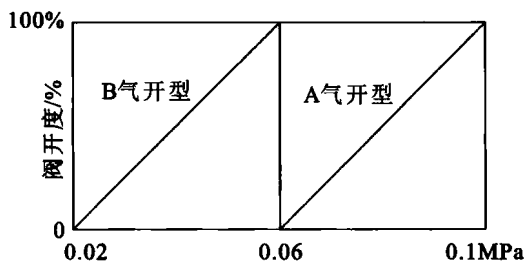


图 6.22 A、B 阀的工作信号段

A 阀为气开型,放大倍数为正;A 阀增大操纵变量,被控量温度上升时,对象放大倍数为正,所以控制器为反作用。

【例 6.20】 什么叫选择性控制系统?试叙述常用选择性控制系统的基本原理。

答:选择性控制是:把工业生产过程中的限制条件所构成的逻辑关系,叠加到正常的自动控制系统上去的一种组合控制方法。即在一个过程控制系统中,设有两个调节器(或两个以上的变送器),通过高、低值选择器选出能适应生产安全状况的控制信号实现对生产过程的自动控制。

选择性控制基本原理:正常情况下,当生产过程趋于危险极限区,但还未进入危险区时,一个用于控制不安全情况的控制方案通过高、低值选择器将取代正常生产情况下工作的控制方案(正常调节器处于开环状态),用取代调节器代替正常调节器,直至生产过程重新恢复正常。然后,又通过选择器使原来的控制方案重新恢复工作,用正常调节器代替取代调节器。

【例 6.21】 在选择性控制系统中,选择器的类型是如何确定的?

答:选择器有高值选择器和低值选择器。前者容许较大信号通过,后者容许较小信号通

过。在选择器具体选型时,根据生产处于不正常情况下,取代调节器的输出信号为高值或为低值来确定选择器的类型。如果取代调节器输出信号为高值时,选择高值选择器。反之,选择低值选择器。

【例 6.22】 什么叫积分饱和现象?为什么选择性控制中会有积分饱和问题?如何解决选择性控制中的积分饱和问题?

答:对于在开环状态下具有积分控制作用的控制器(调节器),由于给定值与实际值之间存在偏差,调节器的积分作用将使其输出不停地变化,一直达到某个限值(如气动调节器的积分饱和上限约为源压力 0.14 MPa,下限值接近大气压)并保持在该值上,这种情况称为积分饱和现象。

在选择性控制系统中,任何时候选择器只能选中某一个控制器的输出送往控制器,而未被选中的控制器则处于开环工作状态。这个处于开环工作状态下的控制器如果具有积分作用,在偏差长期存在的条件下,就会产生积分饱和。

对于模拟式控制器(调节器),常采用 PI-P 法(适合电动调节器)、外反馈法(适合气动控制器)等方法来防止积分饱和现象的产生;对于数字式控制器(调节器)来说,可通过编程方式停止处于开环状态下的控制器的积分作用。

【例 6.23】 如图 6.23 所示的热交换器用以冷却裂解气,冷剂为脱甲烷塔的釜液。正常情况下要求釜液流量维持恒定,以保证脱甲烷塔的稳定操作。但是裂解气冷却后的出口温度不得低于 15°C ,否则,裂解气中所含水分就会生成水合物而堵塞管道。为此,需要设计一选择性控制系统,要求:

- (1) 画出该系统的控制方案图;
- (2) 确定系统调节阀的气开、气关形式,调节器的正、反作用形式以及选择器的类型。

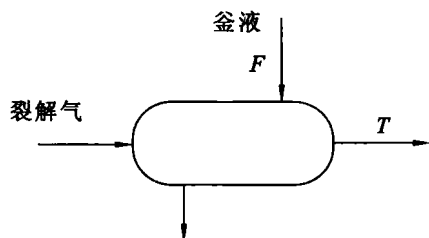


图 6.23 某裂解气换热系统

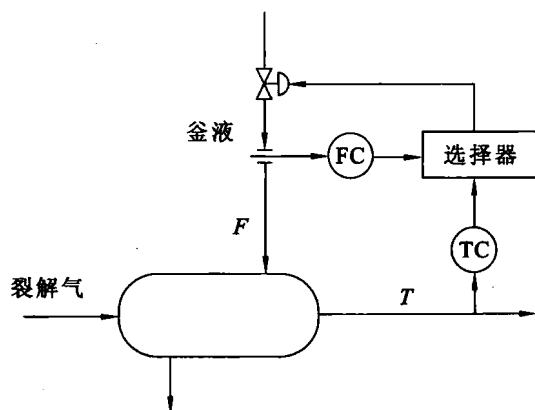


图 6.24 裂解气换热系统选择性控制方案

解:(1) 控制方案图如图 6.24 所示。

(2) 从安全角度考虑,调节阀为气开式,以保证事故时釜液不流入热交换器,裂解气出口温度不低于 15°C 。

正常情况下,调节阀实现釜液流量 F 的控制,流量大时,调节阀(气开式)开度应减小,为此流量控制器应为反作用形式;极限情况下,调节阀实现裂解气出口温度 T 的控制,温度过低时,调节阀(气开式)开度应减小,使得 T 不至于过低,所以温度控制器 TC 应为正作用

形式。

极限情况下,裂解气出口温度过低($<15^{\circ}\text{C}$),温度控制器 TC 应动作,而 TC 为正作用,故 TC 输出小,选择器应选低值选择器。

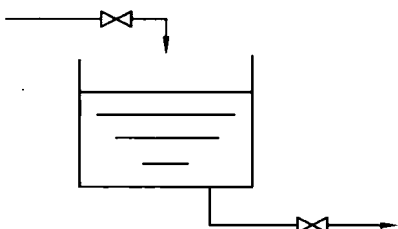


图 6.25 高位水槽供水系统

【例 6.24】 图 6.25 所示高位槽用于向用户供水,为保证供水流量的平稳,要求对高位槽出口流量进行控制。但为了防止高位槽水位过高而造成溢水事故,需对液位采取保护性措施。试根据上述情况设计一连续选择性控制系统,要求:

- (1) 画出该系统的实施方案图和系统框图;
- (2) 选择调节阀的开闭形式,控制器的正反作用及选择器的类型;

选择器的类型;

- (3) 简述该系统的工作情况。

解:(1) 为满足控制要求,特设计选择控制方案,相应的系统实施方案图和系统框图如图 6.26、图 6.27 所示。

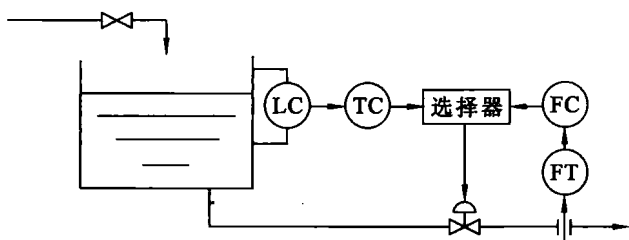


图 6.26 高位水槽流量与液位选择性控制系统实施方案图

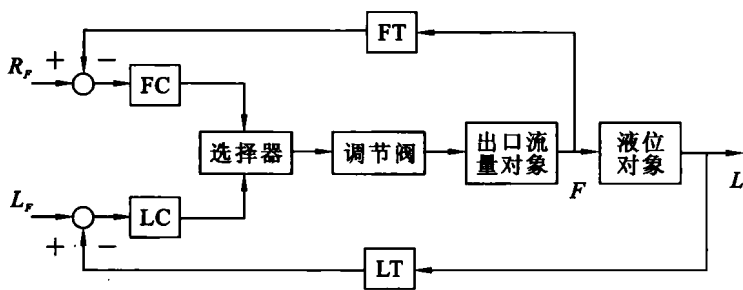


图 6.27 高位水槽流量与液位选择性控制系统框图

- (2) 为防止水槽溢水,调节阀在事故情况下应打开,故选择气关型调节阀。

对于流量控制回路,调节阀开度增大,出水流量增大,故流量对象为正方向,由于调节阀为气关型,即反方向,为构成流量负反馈控制,流量控制器 FC 应选择正作用;类似的分析可得液位控制器 LC 的应选择反作用;

极限情况下,水槽水位过高,液位控制回路应工作,此时因液位控制器 LC 为反作用,故输出为低,所以选择器应选低值选择器;

- (3) 该选择性控制系统工作过程为:

正常情况下,液位处于安全范围,低于高限位,由于液位控制器的反作用使其输出高于

流量控制器的输出,从而低值选择器选中流量控制器,保证给用户提供恒定水量的水,而液位控制器处于开环待命状态;

非正常情况下,即水槽水位过高时,水槽溢水成为主要矛盾,供水量的控制暂时将为次要矛盾。此时,高液位使得液位控制器输出减小,低于流量控制器输出,因而低值选择器选中液位控制器,以避免溢水事故,而流量控制器则成为开环状态。在液位控制器的作用下,液位恢复正常高度时,流量控制回路又自动恢复工作,液位控制器再次处于开环待命状态。

6.4 练 习 题

【习题 6.1】 某生产工艺要求两种物料的流量比值维持在 0.4。已知 $Q_{1\max}=3200\text{ kg/h}$, $Q_{2\max}=800\text{ kg/h}$, 流量采用孔板配差压变送器进行测量,并在变送器后加开方器。试分析可否采用乘法器组成比值控制方案? 如果一定要采用乘法器,在系统结构上应作何处理?

【习题 6.2】 某反应过程需要参与反应的两种物料的最大流量分别为 $Q_{1\max}=625\text{ kg/h}$, $Q_{2\max}=290\text{ kg/h}$ 。通过观察发现这两种物料因管线压力波动而经常变化。根据上述情况,要求:

- (1) 设计合适的比值控制系统;
- (2) 计算该比值系统的比值系数;
- (3) 在该比值系统中,若采用 DDZ-III 型仪表,比值系数 K' 应为多少?
- (4) 选择该比值控制系统控制阀的开闭形式及控制器的正反作用。

【习题 6.3】 某制药过程需要在药物中注入镇静剂。为避免混合过程中因药物流量急剧而引起的局部化学副反应,通常在混合槽前面增加一个停留槽,并在停留槽设液位控制,使进入混合槽的药物流量 q_1 平缓变化。为保证药物与镇静剂按严格比例混合,设计了如图 6.29 所示的比值控制系统。试画出图示药物配制过程的控制系统框图,并确定调节阀的开闭形式和调节器的正反作用方式。

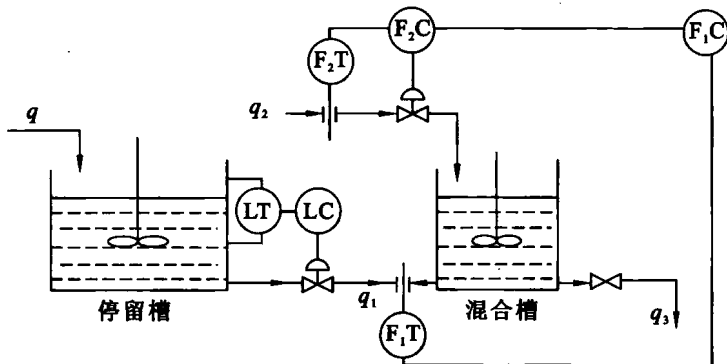


图 6.29 药物配制过程比值控制系统

【习题 6.4】 如图 6.30 所示,某比值控制系统采用 DDZ-III 型乘法器进行比值计算,流量用孔板配差压变送器来测量,但没有加开方器。已知 $Q_{1\max}=3600\text{ kg/h}$, $Q_{2\max}=2000\text{ kg/h}$, 要求:

- (1) 画出比值控制系统框图;

(2) 如果要求 $Q_1 : Q_2 = 2 : 1$, 应如何设置乘法器的设置值 I_0 ?

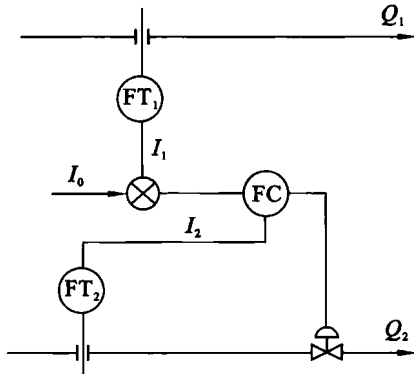


图 6.30 某带乘法器的比值控制系统

【习题 6.5】 图 6.31 所示为一比值控制系统。用 DDZ-III 型气动仪表来实现, 乘法器运算公式为 $p'_1 = \frac{(p_0 - 0.02)(p_1 - 0.02)}{0.08} + 0.02$ (MPa), 已知: $Q_{1\max} = 2 \text{ m}^3/\text{h}$, $Q_{2\max} = 2.5 \text{ m}^3/\text{h}$ 。当系统稳定时, 测得 $p_1 = 0.06 \text{ MPa}$, $p_2 = 0.08 \text{ MPa}$, 试计算该比值控制系统的比值系数。

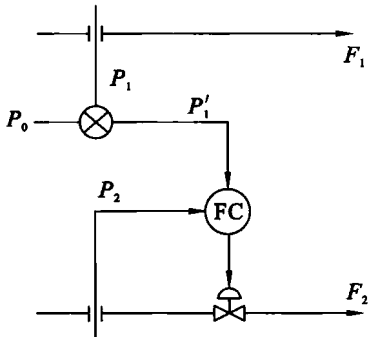


图 6.31 某比值控制系统示意图

- 【习题 6.6】 均匀控制系统设置的目的是什么?
- 【习题 6.7】 简单均匀控制系统与单回路反馈控制系统有什么相同点与不同点?
- 【习题 6.8】 什么是均匀控制系统参数整定的停留时间法? 参数整定是怎样进行的?
- 【习题 6.9】 均匀控制系统能运用 4 : 1 衰减曲线法整定控制器参数吗? 为什么?
- 【习题 6.10】 图 6.32 为一水槽, 其液位为 L , 进水流量为 F , 试设计一入口流量与液位双冲量均匀控制系统。画出该系统的实施方案图, 确定该系统控制阀的开闭形式, 控制器的正反作用以及引入加法器的各信号所取的符号。
- 【习题 6.11】 在分程控制系统中, 什么情况下需选用同向动作控制阀, 什么情况下需选用反向动作的控制阀?
- 【习题 6.12】 如何才能使同向动作的控制阀在分程点前后流量特性达到平滑过渡?
- 【习题 6.13】 图 6.33 为一燃料气混合罐(EA-703)压力分程控制系统。正常时调出界区的甲烷流量控制阀 A, 当罐内压力降低到 A 阀全关仍不能使其回升时, 则开大来自燃料器发生罐(EA-704)的出口管线控制阀 B。试分析该系统中各控制阀的开闭形式, 阀上的信

号段以及控制器的正反作用。

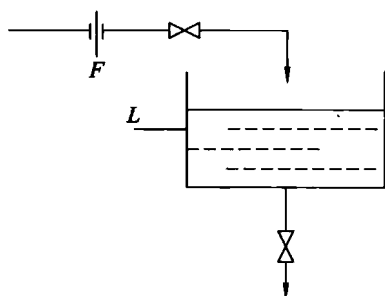


图 6.32 水槽流量液位控制系统

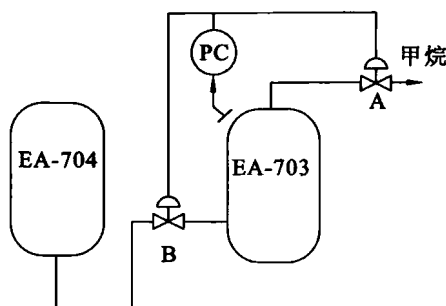


图 6.33 燃料气混合罐压力分程控制系统

【习题 6.14】某放热化学反应器温度阀位控制系统如图 6.34 所示。为了控制反应温度，必须及时移走反应所产生的热量，图中采用两项措施：其一是夹套通以冷却水，其二是将反应物从釜中抽出，与冷冻盐水换热后再送回釜中。显然，第二项措施反应较快，滞后较小，有良好的动态性能，但是用冷冻盐水代价太高，不经济。因此，正常情况盐水控制阀只打开一个很小的开度（由设置值 r 决定）。要求：

- (1) 确定两控制阀的开闭形式；
- (2) 确定个控制器的正反作用；
- (3) 分析一下该系统的工作过程。（阀位控制系统）

【习题 6.15】选择性控制按选择变量的不同可分为哪几种类型？

【习题 6.16】选择性控制中取代控制器的比例度为什么一般要整定得较小？

【习题 6.17】图 6.35 所示的蒸汽分配系统能将不同压力的蒸汽送至各工艺设备。在减压站把高压蒸汽降为低压蒸汽。为满足生产要求，需控制低压蒸汽管线减压站的减压蒸汽量。同时，为了防止高压管线的压力过高，设计了图示控制系统。试根据控制流程图画出系统框图，并确定调节阀的开关形式和调节器的正反作用方式。

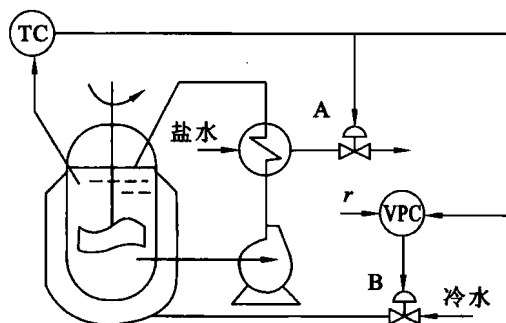


图 6.34 某放热化学反应温度阀位控制系统

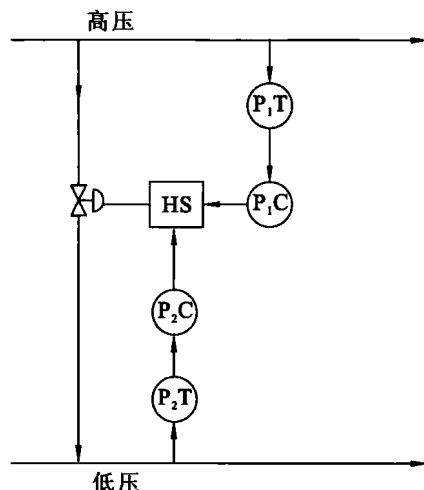


图 6.35 蒸汽分配选择性控制系统

6.5 练习题解答

【习题 6.1】

解:由题意,工艺要求的比值为 $K=0.4$,加开方器后折算成的比值系数为:

$$K' = K \frac{Q_{1\max}}{Q_{2\max}} = 0.4 \times \frac{3200}{800} = 1.6。$$

由于 $K' > 1$,若采用常规的乘法器比值方案,乘法器的给定值 $I_s = K' \times 16 + 4 > 20$ mA,故无法直接采用乘法器方案实现比值控制。

如果一定要采用乘法器,可将乘法器移至从动量侧,即构成如图 6.36 所示乘法器比值控制系统。

这样,乘法器的给定信号 $I_s = \frac{I_1 - 4}{I_2 - 4} \times 16 + 4 =$

$\frac{1}{K'} \times 16 + 4$,满足 4~20 mA 的标准信号要求。

【习题 6.2】

解:(1)因两种物料的流量均波动,故应采用双闭环比值控制,系统结构如图 6.37 所示。

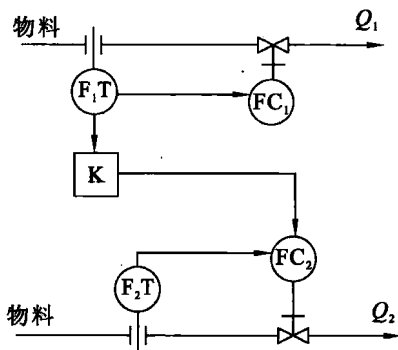


图 6.37 双闭环比值控制

(2) 该比值系统的比值系数 $K = \frac{Q_{2\max}}{Q_{1\max}} = \frac{290}{625} = 0.464$

(3) 若采用 DDZ-III 型仪表,比值系数 $K' = K \frac{Q_{1\max}}{Q_{2\max}} = 1$

(4) 为节约资源,两个控制阀均选择气开型。若检测到流量增大,相应的流量控制阀需要减小开度,故在两个控制阀均选择为气开型的前提下,两个流量控制器均应选择反作用。

【习题 6.3】

解:由系统方案图可知,停留槽中的药物液位采用了单回路控制,混合槽中的药物和镇静剂流量采用了单闭环比值控制,相应系统结构图如图 6.38 所示。

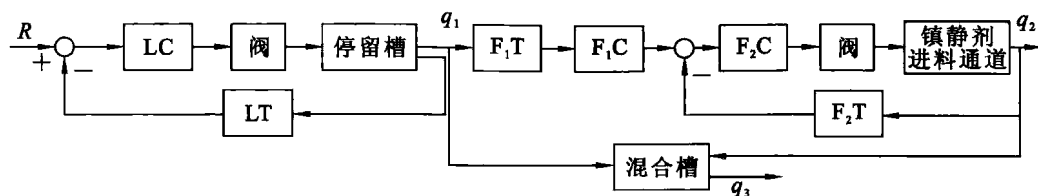


图 6.38 药物配制过程比值控制系统结构图

其中：

(1) 停留槽的液位控制阀在出现气源中断等故障时需关闭，使药剂不进入混合槽，故应选择气开型；

(2) 停留槽的液位控制阀在药剂液位下降时需关小以保证药剂液位高度的恒定，故应选择正作用调节器；

(3) 比值控制器的设计应使得镇静剂流量跟随药剂流量的变化而成正比例变化，故应选择正作用形式；

(4) 镇静剂流量控制阀在出现气源中断等故障时需关闭，使镇静剂不进入混合槽，故应选择气开型；

(5) 镇静剂流量控制回路中的流量控制阀在镇静剂流量增大时需关小，故镇静剂流量控制器 F_2C 应选择反作用形式。

【习题 6.4】

解：(1) 该比值控制系统框图如图 6.39 所示。

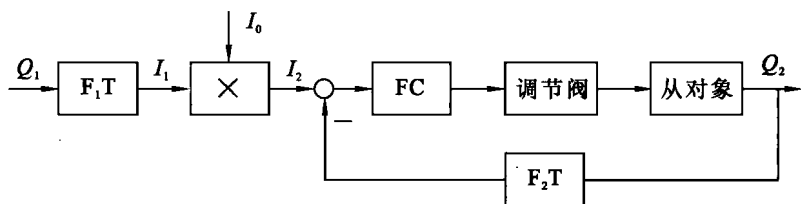


图 6.39 比值控制系统框图

(2) 由要求，该系统的比值为 $K = \frac{Q_2}{Q_1} = \frac{1}{2} = 0.5$ ，折算成比值系数为 $K' = K \frac{Q_{1\max}}{Q_{2\max}} =$

$$\frac{1}{2} \times \frac{3600}{2000} = 0.9, \text{ 于是, } I_0 = \frac{I_2 - 4}{I_1 - 4} \times 16 + 4 = K' \times 16 + 4 = 0.9 \times 16 + 4 = 18.4 \text{ mA}.$$

【习题 6.5】

解：因系统中未加开方器，检测值反映的只是管路中的压力差，其平方根才为流量，故由系统稳定时的测量值 $p_1 = 0.08 \text{ MPa}$, $p_2 = 0.06 \text{ MPa}$ ，有该系统的比值为：

$$K = \frac{\sqrt{p_2 - 0.02}}{\sqrt{p_1 - 0.02}}$$

该系统的比值系数为：

$$K' = K^2 \frac{Q_{1\max}^2}{Q_{2\max}^2} = \frac{p_2 - 0.02}{p_1 - 0.02} \times \frac{Q_{1\max}^2}{Q_{2\max}^2} = \frac{0.08 - 0.02}{0.06 - 0.02} \times \frac{2^2}{2.5^2} = 0.96$$

【习题 6.6】

答:均匀控制是针对“流程”工业中协调前后工序的物料流量而提出来的一种特殊控制。均匀控制系统设置的目的是使前后工序中的两个有关联的被控变量在规定范围内缓慢、均匀地变化,使前后设备在物料的供求上相互兼顾。

【习题 6.7】

答:简单均匀控制系统与单回路反馈控制系统结构形式上一致,但控制目的不同:简单均匀控制对前后工序中的被控量的控制要求是缓慢微小变化(在工艺允许的范围内),而单回路反馈控制系统中对被控量的控制要求是稳、准、快的定值控制。故,单回路反馈控制可选择 PID 控制规律,而简单均匀控制一般采用 P 或 PI 控制规律,且比例积分作用都较弱,不采用微分作用。

【习题 6.8】

答:所谓停留时间 t 就是操纵量在被控对象的可调范围内通过所需要的时间。
按停留时间整定控制器参数,实际上是按对象的特性进行参数整定。步骤为:(1)计算停留时间;(2)副控制器选用 P 作用时,按经验整定其比例度;(3)根据停留时间 t 查表确定主控制器整定参数。

【习题 6.9】

答:不可以,均匀控制参数整定的主要原则是慢,即过渡过程不允许出现明显的振荡,所以 4:1 衰减法不适合。

【习题 6.10】

解:系统结构图如图 6.40 所示:

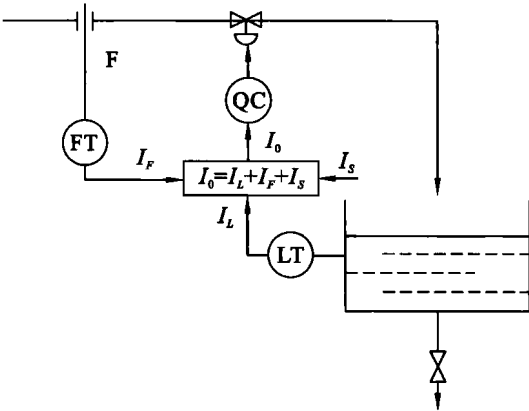


图 6.40 入口流量与液位双冲量均匀控制系统实施方案

系统采用气关阀,控制器为反作用。引入加法器的各信号: I_L 为液位测量信号, I_F 为流量测量信号。 I_S 为可调偏置各信号所取符号如图所示。

【习题 6.11】

答:分程阀同向或异向的选择问题,要根据生产工艺的实际需求来确定。一般来说,同向动作控制阀大都用来扩大控制阀的可调范围,改善系统品质。而异向动作控制阀是为了满足某些工艺操作的特殊要求。

【习题 6.12】

答:在分程控制系统中,把两个调节阀作为一个调节阀使用时,要求过渡时,必须采用相应的措施使其流量变化要平滑。对于线性流量特性的调节阀,只有当两个阀的流通能力很接近时,两阀衔接成直线才能用于分程控制系统。对于对数流量特性的调节阀,需通过两个调节阀分程信号部分重叠的办法,使调节阀流量特性衔接线性化,达到平滑过渡。

【习题 6.13】

答:控制阀的开闭形式与信号段如图 6.41 所示。

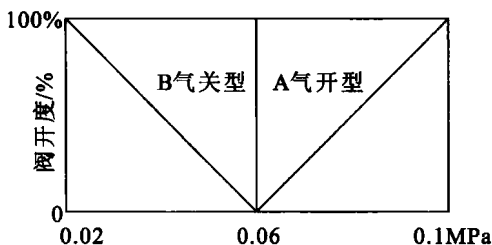


图 6.41 控制阀的开闭形式与信号段

A 为气开阀;当压力减小时,要求操纵变量(甲烷流量)也减小,所以控制器为正作用。

【习题 6.14】

答:(1) 从生产的安全性考虑,B 阀为气关阀;从生产的经济性考虑,A 阀为气开阀;

(2) 按工艺要求,反应温度升高到足够大,应加大冷却盐水量,而冷却盐水控制阀 A 为气开阀,故 TC 应为正作用;基于此,VPC 应为反作用,以保证反应温度上升时 VPC 输出减小,使气关阀 B 开大,进入更多冷水冷却反应釜。

(3) 该系统为一阀位控制系统。正常工作时,反应釜内温度不高,主要靠冷水冷却反应釜夹套,此时,B 阀处于某一开度,A 阀处于阀门定位器 VPC 所设置的小开度 r 上。当系统受扰致使反应釜内温度高于设定值时,由于 TC 的正作用,TC 的输出增大,A 阀因是气开阀,故 A 阀开度增大,更多冷冻盐水进入过热器,以快速冷却反应釜内温度;与此同时,TC 输出的增大信号还作为阀门定位器的检测值,由于 VPC 为反作用,故 VPC 输出减小,对气关阀——B 阀而言,B 阀的输出由此增大,使得更多的冷水进入夹套,其作用也是降低反应釜温度。A 阀、B 阀共同动作,使反应釜温度快速下降。其后,随着反应釜温度的下降,TC 输出减小,一方面使 A 阀开度减小,冷冻盐水量减小,直至 TC 的输入误差为零,即反应釜温度等于给定值;另一方面,TC 输出的减小信号还传递给阀门定位器 VPC,从而 A 阀开度减小,冷水进量减小,直至 VPC 的输入误差为零,此时 A 阀开度回到阀门定位器上的给定的较小量 r ,B 阀开度回到原有工作点开度,系统为抗干扰进行的调整过程结束。

【习题 6.15】

答:按选择变量的不同,选择性控制可分为对被控变量的选择性控制、对操纵变量的选择性控制和对检测变量的选择性控制。

【习题 6.16】

答:因为取代控制器是暂时性的保护措施,要求动作要快,控制要强,故其比例度一般整定得较小。

【习题 6.17】

解：系统框图如图 6.42 所示。

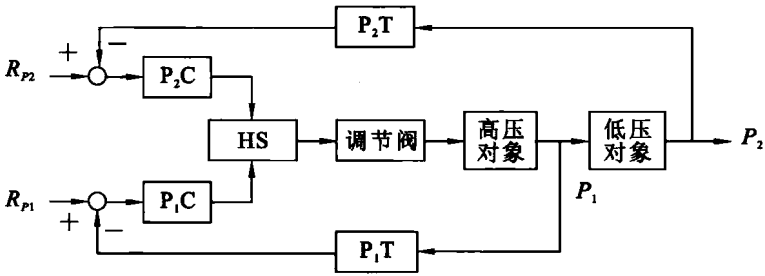


图 6.42 蒸汽分配选择性控制系统框图

其中调节阀应选气开式； P_1C 选正作用； P_2C 选反作用。

7 补偿控制

7.1 重点和难点

- 补偿控制的基本原理与结构;
- 前馈补偿控制原理与设计;
- 大延迟系统的补偿控制方法。

7.2 内容提要

7.2.1 补偿控制

基于不变性原理组成的自动控制系统称为补偿控制系统,它实现了系统对全部干扰或部分干扰的补偿。补偿控制器可以改变控制器的响应,从而使整个系统获得期望的性能指标。按其结构的不同,补偿控制器系统有四种类型:控制量补偿、扰动量补偿、反馈补偿和串联补偿。选择何种结构的补偿控制器,一般取决于过程控制系统应满足的性能指标要求。

7.2.2 前馈补偿控制原理

前馈控制是按扰动量的变化进行控制的。其控制原理是:当系统出现扰动时,立即将其测量出来,通过前馈控制器,根据扰动量的大小来改变控制量,以抵消或减小扰动对被控量的影响。由于被控量的偏差并不反馈到控制器,而是将系统的扰动信号前馈到控制器,所以这种控制方式称为前馈控制系统。

7.2.3 前馈控制系统的基本结构

1. 静态前馈控制

在干扰通道和控制通道的动态特性相同的情况下,有:

$$G_{ff}(s) = \frac{-G_d(s)}{G_p(s)} = -K_{ff} \quad (7.1)$$

式中 K_{ff} ——静态前馈系数。

上式表明,前馈控制器的输出仅仅是输入信号的函数,而与时间无关,满足这个条件就称为静态前馈控制。

2. 动态前馈控制

动态前馈控制的设计思想是,通过选择适当的前馈控制器,使干扰信号经过前馈控制器至被控量通道的动态特性完全复制对象干扰通道的动态特性,并使它们的符号相反,从而实现对于干扰信号进行完全补偿的目标。

当被控对象的控制通道和干扰通道的动态特性完全相同时,动态前馈补偿器的补偿作

用相当于一个静态放大系统。动态前馈被控对象的控制通道和干扰通道的传递函数往往是不同的。

3. 前馈-反馈控制

单纯的前馈控制是一种开环控制,只能对指定的扰动量进行补偿控制,而在工业生产过程中系统的干扰因素较多,如果对所有扰动量进行测量并采用前馈控制,必然增加系统的复杂程度,而且有些扰动量本身就无法直接测量,也就不可能实现前馈控制。因此,在工业控制中,选用前馈-反馈控制系统。前馈控制器用来消除扰动量对被控参量的影响,而反馈控制器则用来消除前馈控制器不精确和其他不可测干扰所产生的影响。

前馈-反馈控制系统的优点有:

(1) 有利于对系统中的主要干扰进行前馈补偿,对系统中的其他干扰进行反馈补偿。简化了系统结构,保证了控制精度。

(2) 由于增加了反馈控制回路,所以降低了前馈控制器精度的要求,有利于前馈控制器的设计和实现。

(3) 前馈-反馈控制系统既可实现高精度控制,又能保证系统稳定运行。因而,在一定程度上解决了稳定性与控制精度之间的矛盾。

4. 前馈-串级控制

在实际生产过程中,如果被控对象的主要干扰频繁而又剧烈,而生产过程对被控参量的精度要求又很高,这时可以考虑采用前馈-串级控制方案。

在系统中引入前馈必须遵循以下原则:

(1) 系统中的扰动量是可测不可控的。

(2) 系统中的扰动量的变化幅值大、频率高。

(3) 控制通道的滞后时间较大或干扰通道的时间常数较小。

7.2.4 大延迟系统的补偿控制方法

一般认为,大延迟对象是指广义对象的时滞与时间常数之比大于 0.5。

Smith 预估补偿控制、大林控制算法用于改善大纯滞后系统的控制品质,提高系统的稳定性。Smith 预估器是一种以模型为基础的预估器补偿控制方法,它使被延迟的被控量超前反馈到控制器,使控制器提前动作。但是,Smith 预估补偿控制方法最大的弱点是对过程模型的误差十分敏感。目前,对 Smith 预估器主要有两种改进方法:

(1) 增益自适应补偿控制;

(2) 完全抗干扰的 Smith 预估器。

Smith 预估补偿控制方法主要适用于给定信号变化引起系统输出变化的场合。

大林控制算法是设计一个合适的数字控制器,使系统的闭环传递函数具有带纯滞后的一阶惯性环节,并要求纯延迟时间等于被控对象的纯延迟时间。

7.3 例 题

【例 7.1】 前馈控制有几种主要形式?

答:前馈控制有静态前馈、动态前馈、前馈-反馈和前馈-串级等多种形式。

【例 7.2】 试比较前馈控制与反馈控制的优缺点。

答:前馈控制是依扰动量进行的控制。扰动量对系统的影响依靠前馈控制器进行补偿,即扰动量出现后,在未影响到系统输出前,首先由前馈控制予以补偿。若能完全补偿,扰动量几乎不对系统输出产生任何影响。但完全补偿有赖于对过程模型和扰动模型的精确建模。一个前馈控制器只能针对一种干扰进行补偿。

反馈控制是依误差进行的控制。因此,当扰动对系统输出产生影响后,反馈控制器依据误差对过程对象施加作用,以克服干扰。显然,反馈控制的前提条件是扰动已经对过程产生了影响。但在有积分调节的情况下,反馈控制能实现无余差控制。此外,反馈控制可克服任意扰动对被控过程的影响,这是单一前馈控制无法做到的。

【例 7.3】 是否可用普通的 PID 控制器作为前馈控制器? 说明理由。

答:不可以。因为 PID 控制的核心思想是基于误差的控制。P(比例)、I(积分)、D(微分)三者均是对误差进行的运算。若将 PID 控制器作为前馈控制器,由于前馈控制器的输入信号为干扰,若该干扰为常值干扰,则微分作用为零;积分作用将累加该常值干扰,直至控制器输出饱和;比例作用也无法实现对干扰的补偿控制。因此,普通 PID 控制器不能作为前馈控制器。

【例 7.4】 为什么一般不单独地使用前馈控制方案?

答:因单纯的前馈控制是一种开环控制,控制中完全不检测被控变量的信息,所以,它只能对指定的扰动量进行补偿控制,而对其他扰动量无任何补偿作用。即使对指定的扰动量,由于环节或系统数学模型的简化、工况的变化以及对象特性的漂移等,也很难实现完全补偿。此外,工业生产中系统的干扰因素很多,若对所有干扰均进行测量并采用前馈控制,必然增加系统的复杂程度。而且有些干扰量本身也无法直接测量,也不能实现前馈控制。所以,前馈控制一般不单独使用,往往是前馈-反馈控制。

【例 7.5】 前馈-反馈控制具有哪些优点?

答:前馈-反馈控制兼顾了前馈和反馈控制的优点。对过程主要干扰,前馈控制能施以及时的补偿,使其不至于对过程输出产生较大的影响;前馈控制未完全补偿的部分以及其他次要干扰对过程输出的影响,由反馈控制加以抑制,因而在前馈-反馈的工作作用下,保证了生产过程的稳定运行。

【例 7.6】 何种情况下可考虑前馈控制?

答:(1) 对象的滞后或纯滞后较大(控制通道),反馈控制难以满足工艺要求时,可考虑采用前馈控制,把主要扰动引入前馈控制,构成前馈-反馈控制系统;

(2) 系统中存在可测、不可控、变化频繁、幅值大且对被控变量影响显著的干扰时,可对该干扰设计前馈控制器,抑制其对被控过程的影响。

【例 7.7】 在实际工业生产中,有时前馈-反馈控制与串级控制容易混淆,如何区分?

答:前馈-反馈控制系统与串级控制系统都是测取对象的两个信息,采用两个控制装置,在结构上有相似之处。但二者存在区别:

(1) 串级控制是由内、外两个反馈回路所组成,而前馈-反馈控制是由一个反馈回路和一个开环的补偿回路叠加而成。

(2) 串级控制中的副参数与前馈-反馈控制中的前馈输入量不同。串级控制中的副参数是反映主被控变量的中间变量,控制作用对它产生明显的调节效果;而前馈-反馈控制中

的前馈输入量为干扰量,其目的是为了补偿该干扰量对被控变量的影响。

(3) 串级控制中的副控制器与前馈控制器担负的任务不同,前者为抑制副变量的波动,后者为抑制主被控变量因扰动而产生的波动。

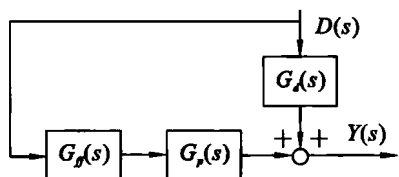


图 7.1 前馈控制系统结构图

【例 7.8】 假设过程通道传递函数为 $G_p(s)$ 、干扰通道传递函数为 $G_d(s)$,试画出前馈控制系统图,并设计前馈控制器实现对干扰 $D(s)$ 的完全补偿。

解:前馈控制系统结构如图 7.1 所示。

其中,为实现对干扰的完全补偿,前馈控制器设计为:

$$G_{ff}(s) = -G_d(s)/G_p(s)$$

【例 7.9】 什么是欠补偿?什么是过补偿?在前馈控制中,怎样的补偿才合适?

答:前馈控制的目的是补偿过程干扰对过程输出的影响。若前馈控制器的静态放大系数 K_{ff} 调整过小,不足以弥补干扰对过程输出的影响,则为欠补偿;反之,若 K_{ff} 调整过大,使得过程动态朝着反向过调,则为过补偿。而合适的补偿,应该是使干扰对过程的影响尽量小,表现为过程输出在稳态值附近小范围波动即可。

【例 7.10】 在前馈系统整定过程中,减小前馈模型分母的时间常数,前馈补偿情况会发生怎样的变化?如果减小分子的时间常数,补偿情况又会怎么变化?

答:减小前馈模型分母时间常数,前馈补偿将发生过补偿情况;减小分子时间常数,将发生欠补偿情况。

【例 7.11】 试述前馈控制器静态参数 K_f 的整定方法。

答:有开环整定和闭环整定两种。开环整定是将前馈-反馈系统中的反馈回路断开,使系统置于纯静态前馈状态下,施加干扰,然后将 K_f 值由小到大调整,直至系统输出回到给定值,此时的 K_f 值为最佳整定值。闭环整定则是将系统置于前馈-反馈运行状态,在反馈控制器已经调整好的基础上,由小到大逐步改变 K_f 值,直至得到满意的补偿效果为止。

【例 7.12】 图 7.2 所示加热炉用以将原料油加热,若原料油出口温度是主要被控参量,需要由燃料油流量加以控制,而原料油流量存在较大波动,试根据该情况设计一前馈-反馈控制方案,画出控制系统方框图,并说明控制原理。

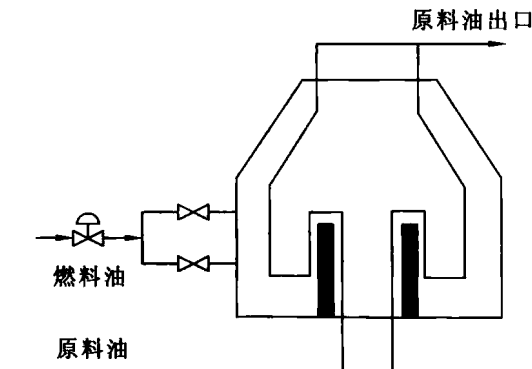


图 7.2 加热炉系统

解:为补偿原料油流量波动对原料油出口温度的影响,所设计的前馈-反馈控制方案见图 7.3。相应的控制系统方框图见图 7.4。

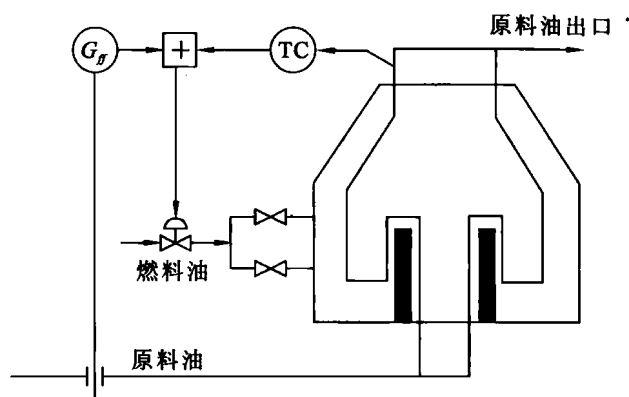


图 7.3 前馈-反馈控制方案图

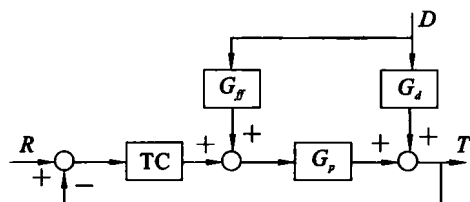


图 7.4 前馈-反馈控制系统结构图

该前馈-反馈控制系统的原理是：利用前馈控制器 G_{ff} 及时感知系统主要干扰——原料油入口流量的波动，并施加补偿控制作用，使燃料油及时依据原料油流入量的变化而调整，从而保证原料油出口温度的恒定。反馈控制器 TC 则通过检测原料油出口温度的变化（控制误差），给予适当的控制作用，以抑制其他系统干扰。总之，前馈控制和反馈控制相结合，共同保证原料油出口温度的恒定。

【例 7.13】 图 7.5 所示为一蒸汽加热的贮槽加热器。进料量为 q_1 ，其初温为 T_1 ；出料量为 q_2 ，温度为 T_2 。生产工艺要求出料温度需维持在某一值上，当进料量 q_1 不变，而初温 T_1 波动较大时，试设计一过程控制系统。

解：由工艺可知，该系统的主要扰动——进料初温 T_1 是可测不可控的，所以无法设计单回路控制系统来保证初温 T_1 的稳定，从而维持出料温度的恒定。为克服初温扰动对被控量——出料温度的影响，可设计前馈-反馈控制方案，如图 7.6 所示。

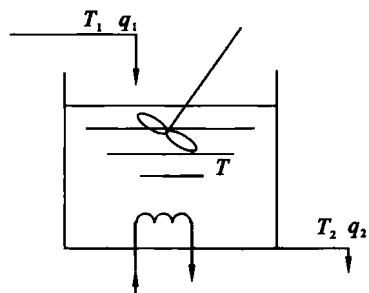


图 7.5 贮槽加热器工艺图

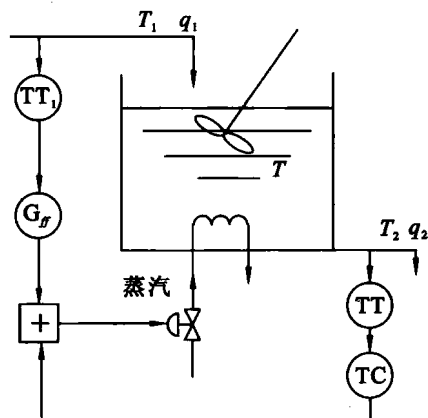


图 7.6 贮槽加热器前馈-反馈控制方案图

【例 7.14】 什么是大延迟对象？大延迟常出现在何种工业生产过程？延迟对系统品质的影响如何？

答：大延迟对象是指广义对象的时滞与时间常数之比大于 0.5。大延迟常出现在物料传送、成分测量、皮带运输、带钢连轧机以及多容量、多种设备串联等工业生产过程中。延迟的存在，使得系统的闭环特征方程式中包含纯延迟因子，因而系统稳定性会降低。若延迟时

间足够长,甚至导致系统的不稳定。

【例 7.15】 试述 Smith 预估补偿的基本思想。

答:Smith 预估补偿的基本思想是:预先估计出过程在基本扰动作用下的动态响应,然后由预估器进行补偿,试图使被延迟了 τ 的被控量超前反馈到控制器,使控制器提前动作,从而降低超调,加速调节过程。

【例 7.16】 绘制 Smith 预估补偿控制结构图,并简述 Smith 预估补偿消除纯延迟环节对控制系统品质影响的原理。

解:Smith 预估补偿控制原理方框图如图 7.7 所示。

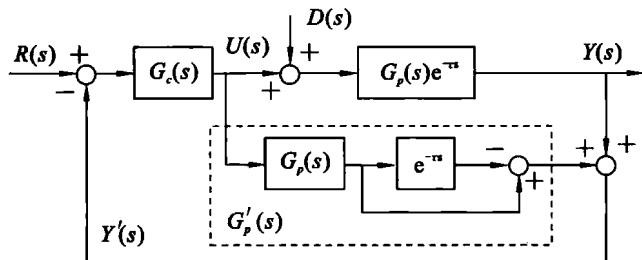


图 7.7 Smith 预估补偿控制结构图

由 Smith 预估补偿控制结构图可推导出整个系统的闭环传函为:

$$\frac{Y(s)}{R(s)} = \frac{G_c(s)G_p(s)e^{-\tau}}{1 + G_c(s)G_p(s)e^{-\tau} + G_c(s)G_p(s)(1 - e^{-\tau})}$$

$$\frac{Y(s)}{D(s)} = \frac{G_p(s)e^{-\tau} + G_c(s)G_p^2(s)e^{-\tau} - G_c(s)G_p^2(s)e^{-2\tau}}{1 + G_c(s)G_p(s)}$$

由此可见,在系统的闭环特征方程中,已不再包含纯滞后环节。因此,采用 Smith 预估补偿控制方法可以消除纯滞后环节对控制系统品质的影响。

【例 7.17】 加热炉为大惯性、大延迟对象。已知某加热炉广义被控对象的传递函数为 $G_p(s) = \frac{1.06}{120s+1}e^{-80s}$, 试设计 Smith 预估补偿控制系统以克服大延迟对系统控制品质的影响。

解:可设计如图 7.8 所示的 Smith 预估补偿控制方案。其中 $G_c(s)$ 为常规控制器,虚线框中的 Smith 预估补偿器用以将加热炉温度提前时滞 τ ($\tau=80$) 预估出来,以克服时滞对过程控制品质的影响。

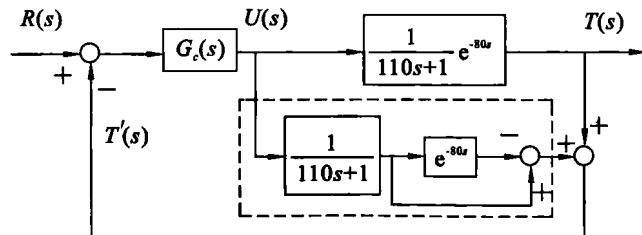


图 7.8 加热炉温度 Smith 预估补偿控制方框图

【例 7.18】 Smith 预估补偿对不在其回路内的干扰补偿效果如何? 完全抗干扰 Smith

预估器是如何实现“完全抗干扰”的？

答: Smith 预估补偿对不在其回路内的干扰补偿效果明显降低。为此, 可设计完全抗干扰 Smith 预估器, 其结构如图 7.9 所示。

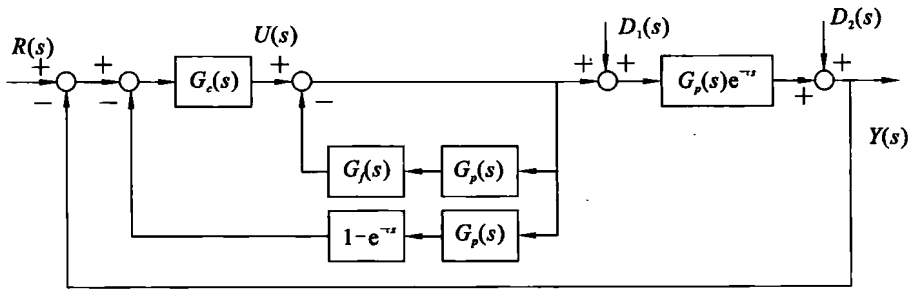


图 7.9 完全抗干扰的 Smith 预估器

其中 $G_f(s)$ 的设计既能保证对回路内干扰 $D_1(s)$ 的补偿, 又能保证对回路外干扰 $D_2(s)$ 的补偿。

因为当 $G_f(s) = \frac{G_c(s)G_p(s)(e^{-\tau}-1)-1}{G_p(s)}$, 可以证明系统输出在仅有干扰 $D_1(s)$, 或仅有干扰 $D_2(s)$ 时均为 $Y(s)=R(s)$, 从而保证同时实现对干扰 $D_1(s)$ 和 $D_2(s)$ 的完全补偿。

【例 7.19】 图 7.10 所示系统采用了何种控制类型? 画出其方框图, 并说明工作原理。

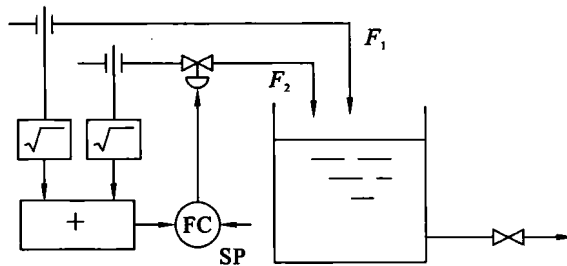


图 7.10 某流量控制系统

答: 该流量系统采用的是双冲量控制, 实则可等效为一种前馈-反馈控制。

系统方框图如图 7.11(a) 所示。

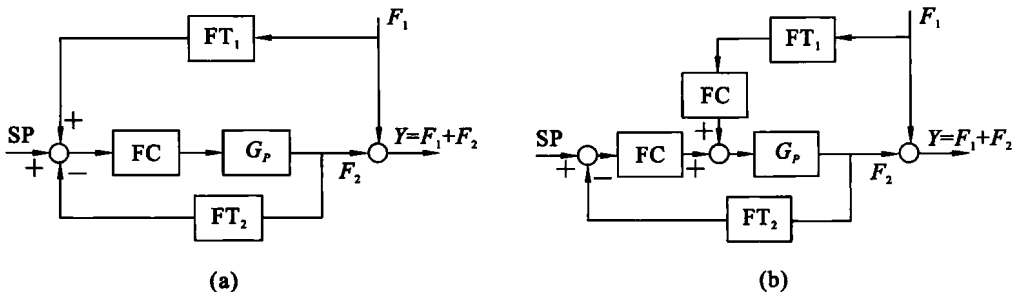


图 7.11 流量控制系统方框图

该控制系统通过反馈控制器控制流量 F_2 恒定; 流量 F_1 相当于干扰信号, 经检测和累加器环节后被送入控制器 FC, 相当于引入针对流量 F_1 扰动的前馈补偿控制。若 F_1 上有流量

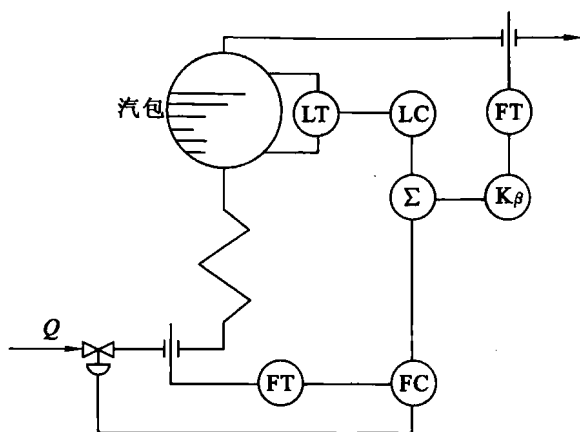


图 7.14 锅炉三冲量前馈-串级控制系统

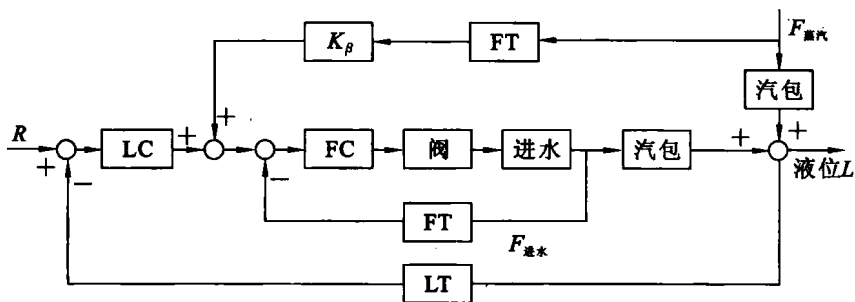


图 7.15 锅炉三冲量前馈-串级控制系统方框图

该系统的主要任务是控制锅炉汽包水位，使进水量适应锅炉的蒸发量。为此，通过调整进水量的大小控制汽包水位的恒定。但考虑系统的主要干扰——进水流量和锅炉蒸汽流量，其中，进水流量可测可控，因此可作为副变量，与汽包水位组成串级控制；锅炉蒸汽流量是负荷，随用户需求变化，是可测不可控扰动，因此设计为前馈补偿控制。该系统不但能通过串级控制副回路克服进水量干扰，而且还能实现对蒸汽负荷的前馈控制。在稳定工况下，进水量将等于蒸汽量的变化，从而维持汽包水位的恒定。

7.4 练习题

【习题 7.1】前馈控制适用于什么场合？为什么它常与反馈控制构成前馈-反馈控制系统？

【习题 7.2】前馈-反馈控制具有哪些优点？

【习题 7.3】纯前馈控制在生产过程中为什么很少采用？

【习题 7.4】试述控制通道纯滞后对控制系统性能的影响，并分析原因。

【习题 7.5】有时前馈-反馈控制系统从其系统结构上看与串级控制系统十分相似。试问如何区分它们？试分析判断图 7.16 中的两个系统各属于什么系统？说明理由。

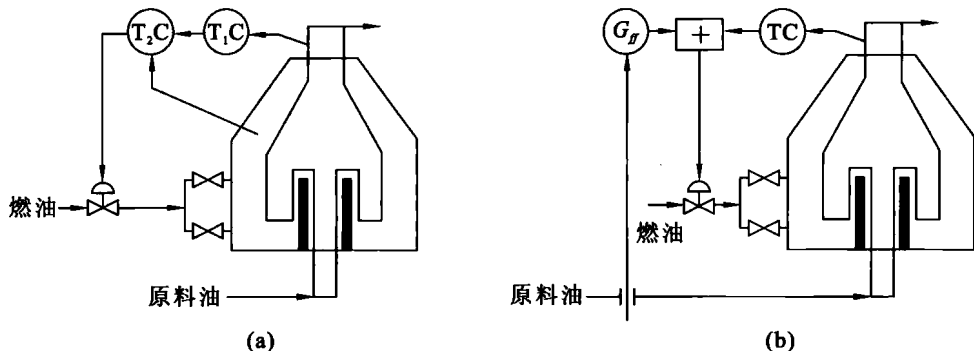


图 7.16 加热炉控制系统

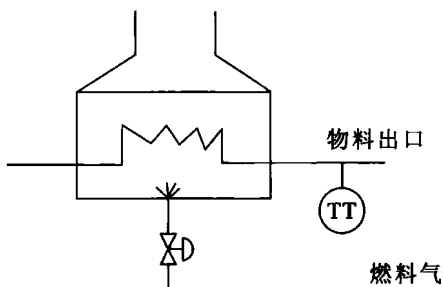


图 7.17 加热炉控制系统

【习题 7.6】 图 7.17 所示加热炉系统采用控制燃料气流量来保证加热炉出口温度恒定。

(1) 若进料量是主要扰动且不可控制时,设计合理的控制方案,并作简要说明。

(2) 当燃料气阀前压力是主要扰动且可控时,设计合理的控制方案,并作简要说明。

【习题 7.7】 图 7.18 为某前馈-反馈控制系统在干扰作用下的动态响应曲线图,其中(a)为前馈控制器放大系数 K_{ff} 为 0(纯反馈控制)时系统的输出曲线,(b)、(c)、(d)则前馈-反馈控制时系统的输出曲线。试问,(b)、(c)、(d)中哪条曲线对应补偿合适? 哪条对应欠补偿? 哪条对应过补偿?

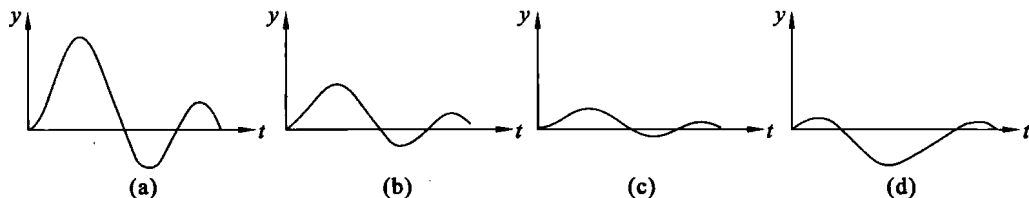


图 7.18 被控过程输出曲线

【习题 7.8】 某前馈控制系统中干扰通道传递函数为 $G_d(s) = K_d / (T_d s + 1)$, 过程通道传递函数为 $G_p(s) = K_p / (T_p s + 1)$, 则实现完全动态补偿的前馈控制器应如何设计? 前馈控制器的参数调整时,若分母中的时间常数调整过大,动态补偿效果如何? 分子中的时间常数调整过大,动态效果又如何?

【习题 7.9】 对过程控制而言,欠补偿与过补偿相比,哪种补偿效果要好些?

【习题 7.10】 某前馈-串级控制系统如图 7.19 所示。已知:

$$\begin{aligned} G_{c1}(s) &= G_{c2}(s) = 9 & G_{01}(s) &= 3 / (2s + 1) \\ G_{ff}(s) &= 2 & G_{02}(s) &= 2 / (2s + 1) \\ G_{m1}(s) &= G_{m2}(s) = 1 & G_{PD}(s) &= 0.5 / (2s + 1) \end{aligned}$$

要求:

(1) 绘出该系统方框图;

(2) 计算前馈控制器的数学模型;

(3) 假定控制阀为气开式,试确定各控制器的正反作用。

【习题 7.11】 试为下述过程设计一个前馈控制系统。已知过程的传递函数为 $G_d(s) = \frac{2}{s+2}$, $G_p(s) = \frac{s+1}{(s+2)(4s+1)}$, 要求该前馈控制系统既能克服扰动 d 对系统的影响, 又能跟踪被控量设定值 r 的变化。

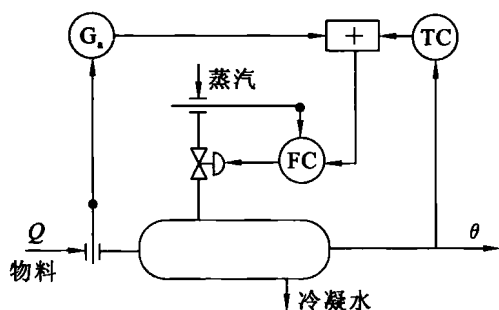


图 7.19 某前馈-串级控制系统

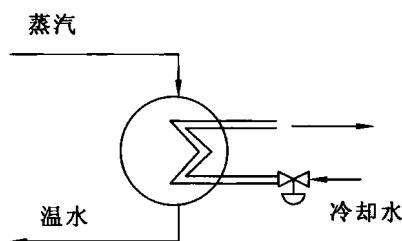


图 7.20 冷凝器系统

【习题 7.12】 图 7.20 为一冷凝器系统,该冷凝器的作用是将蒸汽冷凝成温水,温水温度通过通入冷凝器的冷却水量加以控制,其中蒸汽流量是一个可测不可控且经常波动的扰动因素。试为该冷凝器系统设计控制方案,绘制控制系统的实施方案图和系统框图,并说明该控制方案如何满足生产工艺要求。

【习题 7.13】 图 7.21 所示为葡萄糖生产中蒸发器浓度控制系统。其中葡萄糖溶液的浓度可通过溶液的沸点与水的沸点之差(即温差)加以反映,对浓度影响最大的则是进料溶液流量和加热蒸汽流量。试问图示系统的被控量、控制量、干扰量各是什么? 采用的是何种控制方式? 控制原理如何?

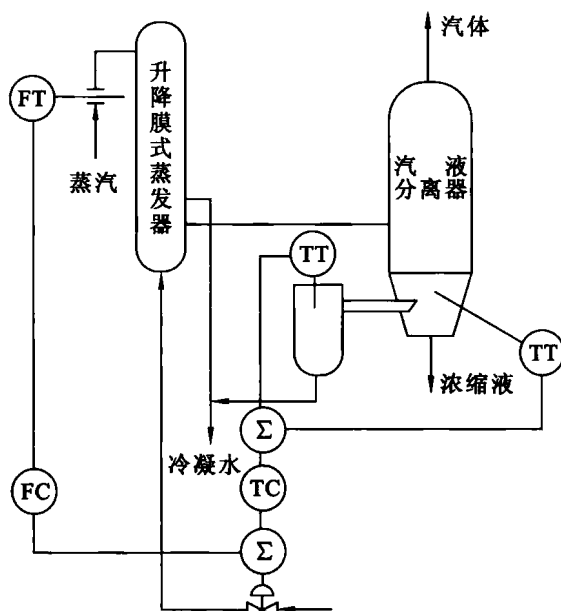


图 7.21 蒸发过程中浓度控制示意图

7.5 练习题解答

【习题 7.1】

答:前馈控制是按扰动而进行控制的,因此,前馈控制常用于以下场合:一是扰动必须可测,否则无法实施控制;二是必须经常有比较显著和比较频繁的扰动,否则无此必要;三是存在对被控参数影响较大且不易直接控制的扰动。

前馈控制是一种补偿控制。一般来讲,前馈控制无法全部补偿扰动对被控变量所产生的影响。因此,单纯的前馈控制系统在应用中就会带来一定的局限性。为克服这一弊端,前馈控制常与反馈控制联用,构成前馈-反馈控制系统。对最主要的、显著的、频繁的无法直接控制的扰动,由前馈来进行补偿控制;对无法完全补偿的扰动影响,由反馈控制根据其对被控变量所产生的偏差大小来进行控制。

【习题 7.2】

答:前馈-反馈控制综合了前馈和反馈控制的优点,主要表现在:

(1) 过渡过程时间、超调量大大降低。由于引入了前馈控制,当主要干扰一出现时,同步施加了一个前馈校正作用,消除或大大降低了对被控变量的影响,因而使反馈控制的超调量、过渡过程时间大大降低。前馈补偿了反馈的缺点。

(2) 反馈回路的存在,为前馈控制的工程实现创造了条件。前馈不能补偿的部分可由反馈校正,降低了前馈控制模型的精度要求,便于工程实现。

(3) 具有一定的自适应性:负荷或工况变化时,模型特性也要变化,可由反馈控制加以补偿。

【习题 7.3】

答:单纯的前馈由于存在以下两三方面的问题,其控制效果往往并不理想,因此在生产中很少使用。这主要表现在:

(1) 单纯前馈是一种开环控制,不能保证控制效果。不存在被控变量的反馈,即对于补偿的效果没有检验的手段。这样,在前馈作用的控制结果并没有最后消除被控变量偏差时,系统无法得到这一信息而作进一步的校正。

(2) 单纯前馈通常只能克服一种干扰。由于实际工业对象存在着多个干扰,为了补偿它们对被控变量的影响,势必要设计多个前馈通道,因此单纯前馈就不能很好地控制。

(3) 准确的前馈控制规律在工程上难以实现。

【习题 7.4】

答:控制通道纯滞后的存在不仅使系统控制不及时,动态偏差增大,而且还会使系统的稳定性降低。这是因为纯滞后的存在使控制器不能及时获得控制作用效果的反馈信息,因而使控制器出现失控。当需要增加控制作用时,会使控制作用增加得太多,而一旦需要减少控制作用,又会使控制作用减少得太多,因此导致系统振荡,使系统的稳定性降低。

【习题 7.5】

答:前馈-反馈控制与串级控制具有两个控制器,在结构上十分相似,但亦有很大区别:串级控制是由内、外两个反馈回路所组成,而前馈-反馈控制是由一个反馈回路和一个开环的补偿回路叠加而成。所以,从结构上就可将二者区分开。如图 7.16 所示两种加热炉温度

控制系统:

(a)为炉膛温度和炉出口温度组成的串级控制系统,内环控制炉膛温度 T_2 ,外环控制原料油出口温度 T_1 。当燃油压力、流量等二次干扰发生时,首先影响副变量炉膛温度 T_2 ,于是可在副回路中通过调整燃油流量加以控制,保证炉膛温度的恒定,进而保证出口温度 T_1 的恒定;当原油流量、温度等一次干扰发生时,外环控制器 T_1C 起作用,通过改变内环控制器 T_2C 的给定值,调整燃油量,进而改变炉膛温度 T_2 ,使炉膛温度 T_2 跟随进料量的变化而变化,从而保证原料油出口温度 T_1 的恒定。

(b)为前馈-反馈控制。同样,该系统主要控制原料油出口温度(通过温度控制器TC),同时考虑到原料油流量波动,设计了前馈控制 G_{ff} ,以补偿原料油波动对出口温度的影响。

【习题 7.6】

解:(1)当总进料量是主要扰动且不可控时,控制方案为如图 7.22(a)所示的前馈-反馈控制方案。如果主进料量是主要扰动,该方案首先将总进料量测出,并送到前馈补偿装置 G_f ,其输出与温度控制器的输出相叠加,作为总的控制作用。这时,当进料量发生变化后,不需要等到物料出口温度出现偏差,燃气量就会根据进料量的波动及时作相应的调整,结果使出口物料温度维持不变。

(2)当燃料气压力是主要扰动且可控时,控制方案如图 7.22(b)所示。该方案为被加热物料出口温度对燃料气流量的串级控制系统方案。当燃料气压力发生变化时,利用副环的作用,可以迅速地对扰动作出反应,调整燃料气阀的开度,调整较为及时。但是这只是一个粗略的调整,扰动对温度的影响还需通过主环作进一步的细调,使被控的主变量——被加热物料出口温度保持在期望值。

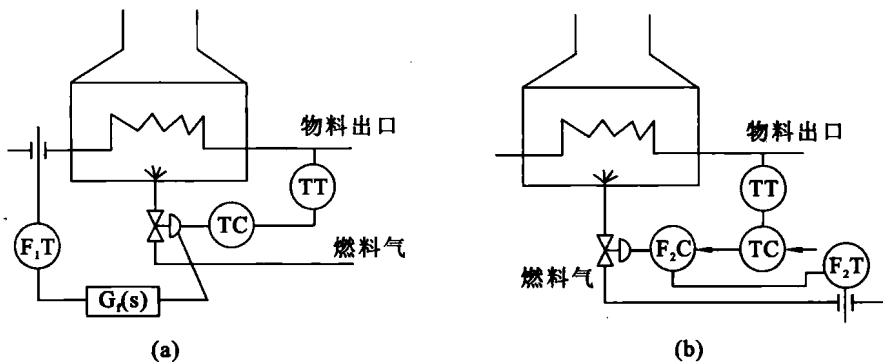


图 7.22 加热炉控制系统方案

【习题 7.7】

答:曲线(c)对应补偿合适,因为该曲线反映过程输出 y 在稳态值附近小范围波动,表明前馈控制补偿了干扰对系统输出的影响;曲线(b)对应欠补偿,因为该曲线较曲线(a)对于干扰的抑制更为有效,是前馈补偿的作用效果,但仍未完全补偿;曲线(d)对应过补偿情况,因为其中系统输出 y 出现了反方向的较大过调,这是过补偿的表现。

【习题 7.8】

解:实现完全补偿的前馈控制器应设计为:

$$G_{ff}(s) = -G_d(s)/G_p(s) = -\frac{K_d}{K_p} \cdot \frac{T_p s + 1}{T_d s + 1}$$

前馈补偿控制器的参数调整过程中,若分母中的时间常数 T_p 调整过大,则会引起过补偿;若分子中的时间常数 T_d 调整过大,则会引起欠补偿。

【习题 7.9】

答:前馈补偿的目的是用前馈控制器补偿干扰对被控过程参数的影响。理想情况下,完全补偿的效果最好。但由于过程模型和干扰模型的不精确,完全补偿往往是很难做到的,因此出现了欠补偿和过补偿两种情况。相比之下,欠补偿比过补偿的效果好些。因为欠补偿是寻求合理前馈动态参数的途径,较过补偿而言,它倾向于安全的一边;而过补偿会破坏控制过程,甚至达到不能允许的地步。

【习题 7.10】

解:(1) 所需方框图如图 7.23 所示:

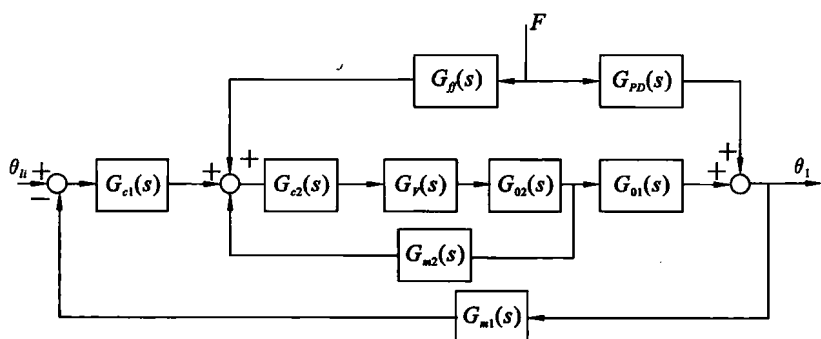


图 7.23 系统方框图

(2) 前馈控制器的数学模型由下式确定:

干扰通道的传递函数为:

$$\frac{\Theta_1(s)}{F_1(s)} = \frac{G'_{02}(s)G_{01}(s)G_{ff}(s) + G_{PD}(s)}{1 + G'_{02}(s)G_{01}(s)G_{C1}(s)G_{m1}(s)}$$

式中, $G'_{02}(s)$ 为副回路等效对象的传递函数,

$$G'_{02}(s) = \frac{G_{c2}(s)G_V(s)G_{02}(s)}{1 + G_{m2}(s)G_{c2}(s)G_V(s)G_{02}(s)} = \frac{9 \times 1 \times \frac{3}{2s+1}}{1 + 1 \times 9 \times 1 \times \frac{3}{2s+1}} = \frac{27}{2s+28}$$

因此,为实现完全补偿,需 $G'_{02}(s)G_{01}(s)G_{ff}(s) + G_{PD}(s) = 0$,

$$\text{于是,前馈控制器的数学模型为 } G_{ff}(s) = -\frac{G_{PD}(s)}{G'_{02}(s)G_{01}(s)} = -\frac{0.5/(2s+1)}{\frac{27}{2s+28} \times 9} = -\frac{s+14}{243(2s+1)}$$

(3) 选择气开阀,流量控制器 FC 反作用,温度调节器 TC 反作用。

【习题 7.11】

解:依题意可设计一个前馈-反馈控制系统。系统结构图如图 7.24 所示。其中,前馈控制器用以克服扰动,反馈控制器用以使被控量跟踪给定值的变化。

相应的前馈控制器可设计为:

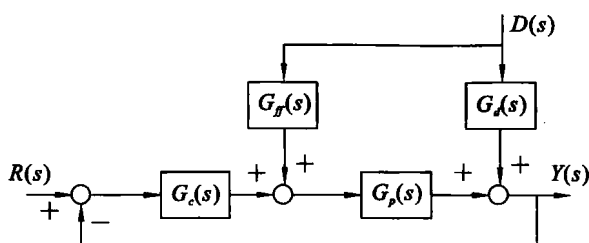


图 7.24 系统结构图

$$G_{ff}(s) = -G_d(s)/G_p(s) = -\frac{2(4s+1)}{s+1}$$

反馈控制器则可按 PID 控制方法设计。

【习题 7.12】

解：可为冷凝器设计前馈-反馈控制系统以满足生产工艺要求。

系统的实施方案图和系统框图如图 7.25 和图 7.26 所示。

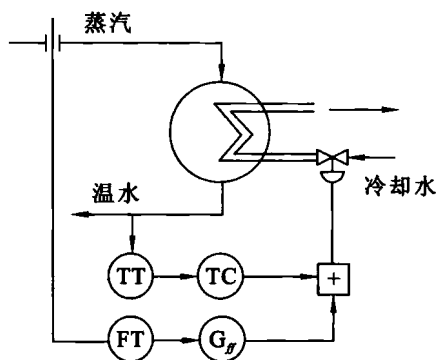


图 7.25 系统实施方案图

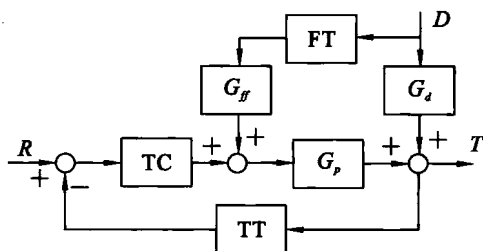


图 7.26 系统框图

系统控制原理为：当蒸汽流量无波动时，蒸汽经冷凝器冷凝后的温水温度作为检测信号用于反馈控制器 TC，以控制冷却水阀门开度，达到控制温水温度的目的。当蒸汽流量波动时，经流量检测器 FT 检测该波动，并通知前馈控制器 G_{ff} 动作，使冷却水流量跟随蒸汽流量的变化而提前变化，以维持温水的水温在给定值上。

【习题 7.13】

答：图示系统的被控量蒸发后葡萄糖浓缩液的浓度（通过浓缩液的沸点和水的沸点之差反映）；控制量为进料溶液流量；干扰量选择的是加热蒸汽流量。

采用的是前馈-反馈控制结构。其中葡萄糖浓缩液和沸水的温差经由反馈控制器 TC 对进料流量调节阀加以调节而得到控制；加热蒸汽量的波动通过前馈补偿器 FC 叠加到进料量调节阀上，以补偿加热蒸汽流量波动对成品浓度的影响。

8 关联分析与解耦控制

8.1 重点和难点

- 控制回路间的关联；
- 相对增益矩阵的计算；
- 减少及消除耦合的方法；
- 解耦控制系统的设计。

8.2 内容提要

8.2.1 控制回路间的关联

耦合是过程控制系统普遍存在的一种现象,典型的复杂程度主要取决于实际的控制对象以及控制系统的品质要求。对于有相同的输入量和输出量的控制对象,典型的耦合结构可分为 P 规范耦合(图 8.1)和 V 规范耦合(图 8.2)。

确定各变量之间的耦合程度是多变量耦合控制系统设计的关键问题。常用的耦合程度分析方法有两种,即直接法和相对增益法。直接法是借助耦合系统的方框图,直接地导出各变量之间的函数

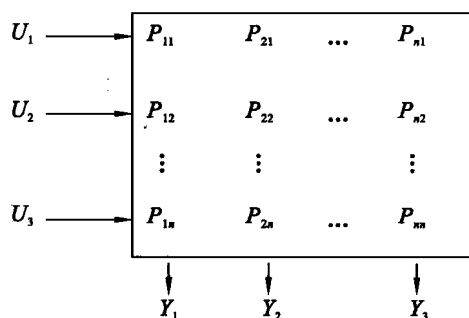


图 8.1 P 规范耦合对象方框图

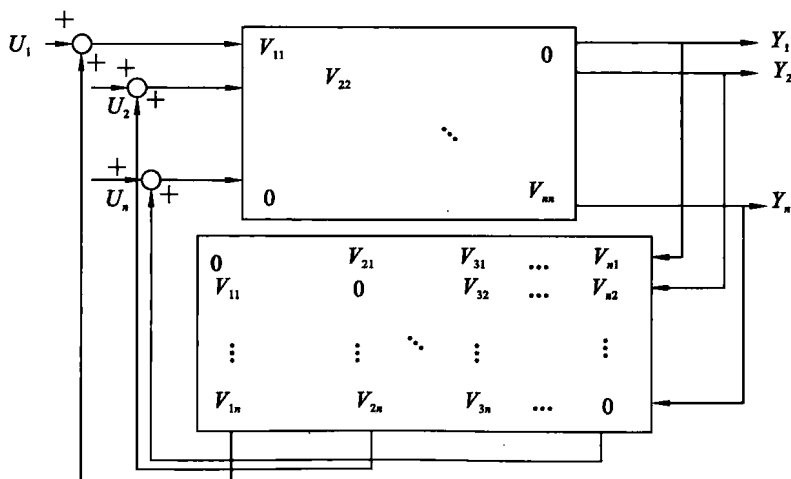


图 8.2 V 规范耦合对象方框图

关系,从而确定过程中每个被控量相对每个调节量的关联程度,该方法具有简单、直观的特点。相对增益分析方法是一种通用的耦合特性分析工具,它通过计算相对增益矩阵,不仅可以确定被控量与调节量的响应特性,并以此为设计依据去设计控制系统,而且还可以指出过程关联的程度和类型,以及对回路控制性能的影响。

8.2.2 相对增益矩阵

1. 相对增益的概念

相对增益矩阵可以评价一个预先选定的调节量 U_j 对一个特定的被控量 Y_i 的影响程度,而且这种影响程度是 U_j 相对于其他调节量对该被控量 Y_i 而言的。

第一放大系数的 p_{ij} 的定义:耦合系统中,除所观察的那个调节量 U_j 改变了一个 ΔU_j 以外,其他调节量 $U_k (k \neq j)$ 均不变的情况下, U_j 与 Y_i 之间通道的静态增益,可表示为:

$$p_{ij} = \left. \frac{\partial Y_i}{\partial U_j} \right|_{U_k = \text{const}} \quad (8.1)$$

第二放大系数 q_{ij} 的定义:除所观察的 U_j 到 Y_i 通道之外,其他通道均闭合保持 $Y_k (k \neq i)$ 不变时, U_j 到 Y_i 通道间的静态增益,可表示为:

$$q_{ij} = \left. \frac{\partial Y_i}{\partial U_j} \right|_{Y_k = \text{const}} \quad (8.2)$$

相对增益 λ_{ij} 可表示为:

$$\lambda_{ij} = \frac{p_{ij}}{q_{ij}} = \frac{\left. \frac{\partial Y_i}{\partial U_j} \right|_{U_k = \text{const}}}{\left. \frac{\partial Y_i}{\partial U_j} \right|_{Y_k = \text{const}}} \quad (8.3)$$

2. 相对增益的计算方法

第一种方法:按相对增益的定义对工程的参数表达式进行微分,分别求出第一放大系数和第二放大系数,最后得到相对增益矩阵。

第二种方法:先计算第一放大系数,再由第一放大系数直接计算第二放大系数,从而得到相对增益矩阵。

3. 相对增益系数的耦合特性

(1) 如果相对增益系数 λ_{ij} 接近于 1,如 $0.8 < \lambda_{ij} < 1.2$,表明其他通道对该通道的关联作用很小,无须进行解耦系统设计。

(2) 如果相对增益 λ_{ij} 小于零或者接近于零,表明选用本通道调节器不能得到良好的控制效果。

(3) 如果 $0.3 < \lambda_{ij} < 0.7$ 或 $\lambda_{ij} > 1.5$,表明系统中存在着非常严重的耦合,必须进行解耦设计。

8.2.3 减少及解耦合的方法

(1) 提高调节器的增益。但是调节器并不能无限增大,因为它还要受到系统的控制指标与稳定性的限制;

(2) 选用最佳的变量配对;

(3) 采用解耦设计。

8.2.4 解耦控制系统设计

(1) 前馈补偿解耦法:能实现对抗动信号的解耦,但是单独采用前馈补偿解耦一般不能同时实现对抗动量及参考输入输出的解耦。

(2) 反馈解耦法:是多变量系统解耦的有效方法,其解耦方式只采用 P 规范解耦结构,但被控对象可以是 P 规范结构或 V 规范结构,可以实现完全解耦。

(3) 对角阵解耦法:要求被控对象特性矩阵与解耦环节矩阵的乘积等于对角阵。

(4) 单位阵解耦法:要求被控对象矩阵与解耦环节的乘积等于单位阵。

8.3 例 题

【例 8.1】 什么是控制回路之间的关联?

答:控制回路之间的关联是指生产过程中各控制回路间,一个回路的输入除了影响本回路的输出外,对其他回路的输出也会产生影响;而一个回路的输出不仅对本回路,而且对其他回路的输入产生影响。这种控制回路之间的相互作用即为控制回路之间的关联。

【例 8.2】 什么是解耦控制?

答:解耦控制就是采用某种控制结构,寻找合适的控制规律来消除系统中各控制回路之间的相互耦合关系,使每一个输入只控制相应的一个输出,每一个输出只受到一个控制的作用。

【例 8.3】 在多变量解耦中为什么要合理选择变量的配对?

答:在生产过程中,被控量和调节量往往不止一对,只有设置若干个控制回路,才能对生产过程中的多个被控量进行准确、稳定的调节。多个控制回路之间就有可能产生某种程度的相互关联、相互耦合和相互影响,若是在解耦控制中选取的控制变量不合理,会导致控制回路之间的相互耦合依旧存在,这将直接妨碍各被控量和调节量之间的独立控制作用,甚至可能破坏各系统的正常工作。

【例 8.4】 什么是相对增益 λ_{ij} ? 相对增益 λ_{ij} 有何物理意义?

答:相对增益 λ_{ij} 是衡量多变量系统中变量之间耦合程度的指标,是第一放大系数 p_{ij} (其他控制通道开环下的 U_j 到 Y_i 静态增益) 和第二放大系数 q_{ij} (其他控制通道闭环下的 U_j 到 Y_i 静态增益) 的比值。

相对增益 λ_{ij} 表征一个预先选定的调节量 U_j 对一个特定的被控量 Y_i 的影响程度,这种影响程度是调节量 U_j 相对于过程中其他调节量对该被控量 Y_i 而言的。如果 λ_{ij} 接近 1,则表明其他通道对该通道的关联作用很小,无须解耦系统设计;如果 λ_{ij} 小于零或接近于零,则表明本通道调节器不能得到良好的控制效果;如果 λ_{ij} 接近 0.5 或大于 1.5,则表明系统中存在非常严重的耦合,必须进行解耦设计。

【例 8.5】 减小或消除耦合的方法有哪些?

答:减小耦合可通过提高调节器增益或选用最佳的变量配对实现,消除耦合则需要在选择正确变量配对的前提下,合理地设计解耦控制方案。

【例 8.6】 解耦控制的目的是什么? 解耦控制系统设计的常用方法有哪些?

答:多回路系统中的解耦控制是为了解除各回路之间的关联耦合,解耦后,原来的多回

路关联系统成为多个无关联的单回路系统。

常用的解耦控制系统设计方法有前馈补偿解耦法、反馈解耦法、对角阵解耦法和单位阵解耦法等。

【例 8.7】 若多回路系统中存在耦合,是否一定需要进行解耦控制设计?

答:不一定。因为有些耦合通过选择正确的变量配对、增大调节器增益等手段即可大为减弱,所以不一定需要额外设计解耦控制装置。

【例 8.8】 试用直接分析法分析图 8.3 所示双变量耦合系统间的耦合程度。

解:用直接分析法分析系统变量间的耦合程度时,一般采用系统的静态耦合结构。与图 8.3 所示动态耦合结构对应的静态耦合结构如图 8.4 所示。

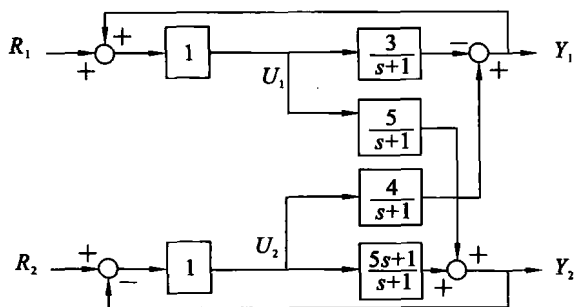


图 8.3 双变量耦合系统方框图

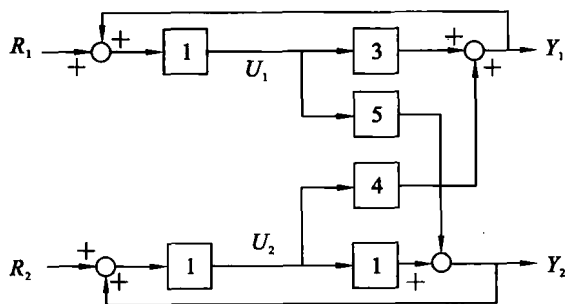


图 8.4 静态耦合结构图

由图 8.4 可得:

$$\begin{cases} U_1 = R_1 + Y_1 \\ U_2 = R_2 - Y_2 \end{cases}; \quad \begin{cases} Y_1 = -3U_1 + 4U_2 \\ Y_2 = 5U_1 + U_2 \end{cases}$$

化简后得:

$$\begin{cases} Y_1 = -\frac{13}{14}R_1 + \frac{1}{7}R_2 \approx 0.9286R_1 + 0.1429R_2 \\ Y_2 = \frac{5}{28}R_1 + \frac{6}{7}R_2 \approx 0.1786R_1 + 0.8571R_2 \end{cases}$$

由上式可知, Y_1 主要取决于 R_1 ,但也和 R_2 有关。而 Y_2 主要取决于 R_2 ,但也和 R_1 有关。

【例 8.9】 如图 8.5 所示, u_1 、 u_2 两种液体在管道中均匀混合后,生成一种所需成分的混合液。要求对混合液的成分 y_1 和总流量 y_2 进行控制,设混合液的成分 y_1 控制在液体 y_2 的质量百分数为 0.3,试求被控量与调节量之间的正确配对关系。

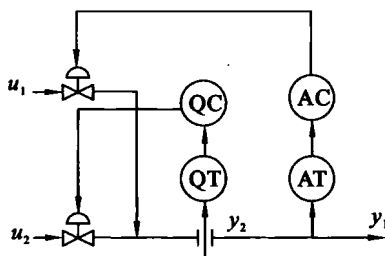


图 8.5 液体混合系统

解:为得到正确的变量配对关系,首先计算相对增益矩阵。由于此系统的传递函数未知,不能直接用静态增益求得相对增益矩阵。但是此系统的静态关系非常清楚,依此可以利用相对增益矩阵的定义直接计算。

依题意知,系统的被控量分别为混合液成分 y_1 和总流量 y_2 ,调节量分别为液体 u_1 和 u_2 且各变量间满足如下静态关系:

$$y_1 = \frac{u_1}{u_1 + u_2}, \quad y_2 = u_1 + u_2$$

于是得 u_1 到 y_1 通道间的第一和第二放大系数为:

$$p_{11} = \left. \frac{\partial y_1}{\partial u_1} \right|_{u_2} = \frac{1 - y_1}{y_2}, \quad q_{11} = \left. \frac{\partial y_1}{\partial u_1} \right|_{y_2} = \frac{1}{y_2}$$

因此,可以求得相对增益系数

$$\lambda_{11} = \frac{p_{11}}{q_{11}} = 1 - y_1$$

由相对增益矩阵的特性,可得相对增益矩阵为:

$$\Lambda = \begin{bmatrix} \lambda_{11} & \lambda_{12} \\ \lambda_{21} & \lambda_{22} \end{bmatrix} = \begin{matrix} u_1 & u_2 \\ y_1 & y_2 \end{matrix} \begin{bmatrix} 1 - y_1 & y_1 \\ y_1 & 1 - y_1 \end{bmatrix}$$

由此可见,系统的相对增益主要取决于混合液成分 y_1 。因为要选择较大的相对增益的两个变量进行配对,所以,当 $y_1 = 0.3$ 时,用调节量 u_1 控制混合液成分 y_1 ,用调节量 u_2 控制混合液总量 y_2 是比较合理的。

【例 8.10】 已知某双变量耦合系统的静态耦合特性为:

$$Y_1 = K_{11}U_1 - K_{12}U_2$$

$$Y_2 = K_{21}U_1 - K_{22}U_2$$

试求取其相对增益矩阵,并分析系统的耦合情况。

解:由题目所给静态放大倍数可得相对增益分别为:

$$\lambda_{11} = \lambda_{22} = \frac{K_{11}^2}{K_{11}^2 - K_{12}^2} = \frac{1}{1 - (K_{12}/K_{11})^2}$$

$$\lambda_{12} = \lambda_{21} = 1 - \lambda_{11} = \frac{-(K_{12}/K_{11})^2}{1 - (K_{12}/K_{11})^2}$$

设 $K_{11} > K_{12}$, 则有:

$$\lambda_{11} = \lambda_{22} > 1, \quad \lambda_{21} = \lambda_{12} < 0$$

由此可见,相对增益 λ_{ij} 落在 0 到 1 的范围之外。 $\lambda_{21} = \lambda_{12} < 0$ 表明,当 U_1 控制 Y_1 时, U_1 愈大,则 Y_1 愈小。即负相对增益将引起一个不稳定的控制过程。而 $\lambda_{11} = \lambda_{22} > 1$ 表明, λ_{11} 值越大,则 U_1 对 Y_1 的控制作用越弱; λ_{22} 值越大,则 U_2 对 Y_2 的控制作用越弱。

【例 8.11】 试求图 8.6 所示的并联管路系统的相对增益矩阵(设两条管路特性相同)。

解:由题意可得系统变量间关系为:

$$\begin{cases} q_1 = k_{11}u_1 - k_{12}u_2 \\ q_2 = -k_{21}u_1 + k_{22}u_2 \end{cases}$$

由该传递函数矩阵可得第一放大系数矩阵为：

$$p = \begin{bmatrix} k_{11} & -k_{12} \\ -k_{21} & k_{22} \end{bmatrix}$$

则有相对增益 $\lambda_{11} = p_{11} \frac{P_{11}}{\det P} = \frac{k_{11} k_{22}}{k_{11} k_{22} - k_{12} k_{21}}$

因并联的两条管路特性相同，即 $k_{11} = k_{22}, k_{12} = k_{21}$ ，

又由相对增益矩阵性质可得：

$$\lambda_{11} = \lambda_{22} = \frac{1}{1 - (k_{12}/k_{11})^2}, \quad \lambda_{12} = \lambda_{21} = 1 - \lambda_{11} = \frac{-(k_{12}/k_{11})^2}{1 - (k_{12}/k_{11})^2}$$

于是有相对增益矩阵 $\Lambda = \begin{bmatrix} \lambda_{11} & \lambda_{12} \\ \lambda_{21} & \lambda_{22} \end{bmatrix}$ 。

【例 8.12】 已知某双变量非全耦合系统如图 8.7 所示，要求解耦后的闭环传递函数矩阵为：

$$G(s) = \begin{bmatrix} \frac{1}{s+1} & 0 \\ 0 & \frac{1}{5s+1} \end{bmatrix}$$

试求调节器结合解耦环节的参数。

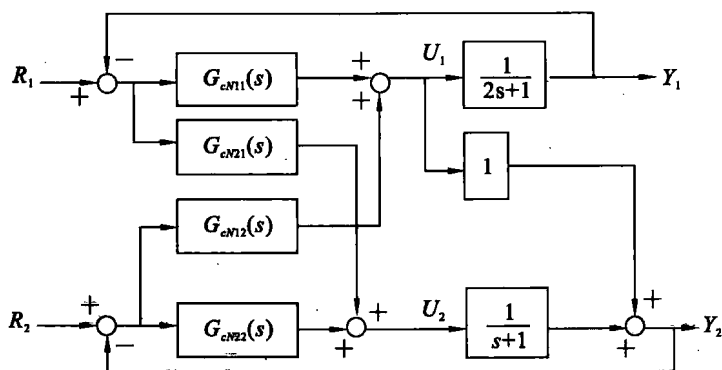


图 8.7 双变量耦合系统方框图

解：由图可知，系统的闭环传递函数矩阵为：

$$G(s) = [I + G_p(s)G_{cN}(s)H(s)]^{-1}G_p(s)G_{cN}(s)$$

考虑反馈矩阵 $H(s)$ 为单位矩阵的情况，则有：

$$G(s) = [I + G_p(s)G_{cN}(s)]^{-1}G_p(s)G_{cN}(s)$$

因此得调节器结合解耦环节的传递矩阵为：

$$G_{cN}(s) = [G_p(s)]^{-1}G(s)[I - G(s)]^{-1}$$

故：

$$G_{cN}(s) = \begin{bmatrix} G_{cN11}(s) & G_{cN12}(s) \\ G_{cN21}(s) & G_{cN22}(s) \end{bmatrix}$$

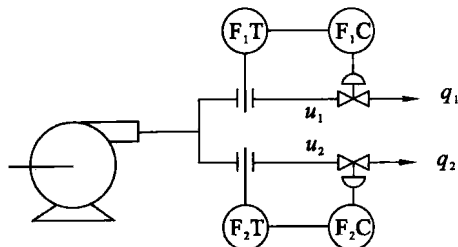


图 8.6 并联管路相关系统

$$\begin{aligned}
 &= \begin{bmatrix} \frac{1}{2s+1} & 0 \\ 1 & \frac{1}{s+1} \end{bmatrix}^{-1} \begin{bmatrix} \frac{1}{s+1} & 0 \\ 0 & \frac{1}{5s+1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \frac{s}{s+1} & 0 \\ 0 & \frac{5s}{5s+1} \end{bmatrix}^{-1} \\
 &= \begin{bmatrix} \frac{2s+1}{s} & 0 \\ -\frac{(2s+1)(s+1)}{s} & \frac{s+1}{5s} \end{bmatrix}
 \end{aligned}$$

由 $G_{cN}(s)$ 可知, $G_{cN11}(s)$ 和 $G_{cN22}(s)$ 是比例积分控制器, $G_{cN21}(s)$ 是比例微分控制器。解耦后, 系统等效成为两个一阶单回路系统, 从而实现了被控对象的输出与输入变量之间的解耦。

8.4 练 习 题

【习题 8.1】 什么叫相对增益和相对增益矩阵? 对 $N \times N$ 过程需要计算多少个相对增益矩阵?

【习题 8.2】 已知一个双变量系统的传递函数矩阵为 $\begin{bmatrix} G_{11} & G_{12} \\ G_{21} & G_{22} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0.3 & -0.4 \\ 0.5 & 0.2 \end{bmatrix}$, 试计算该系统相对增益矩阵, 并确定合理的变量配对。

【习题 8.3】 计算相对增益有什么作用? 相对增益的大小与系统间关联有什么关系?

【习题 8.4】 什么叫做解耦控制? 若已知相对增益矩阵为 $\begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix}$, 试问这两个回路需要解耦吗? 为什么?

【习题 8.5】 已知某 2×2 相关系统的传递函数矩阵为:

$$\begin{bmatrix} G_{11} & G_{12} \\ G_{21} & G_{22} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0.5 & -0.3 \\ 0.4 & 0.6 \end{bmatrix}$$

试计算该系统的相对增益矩阵 Δ , 证明其变量配对的合理性, 然后按前馈解耦方式进行解耦, 求取前馈解耦装置的数学模型, 画出前馈解耦系统框图。

【习题 8.6】 图 8.8 所示的搅拌贮槽加热器有液位控制和温度控制两个控制回路。试分析入口流量 F_1 (负荷) 及入口温度 T_1 (扰动) 变化时, 两个控制回路之间的关联情况。

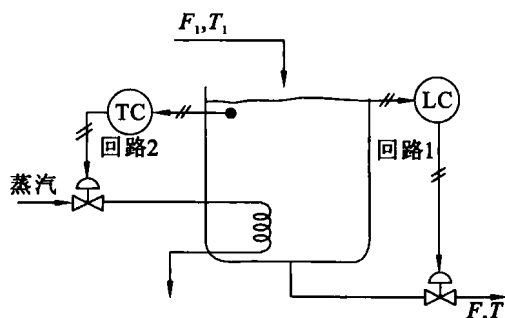


图 8.8 搅拌贮槽加热器的控制回路

【习题 8.7】 图 8.9 所示的连续搅拌反应釜有浓度控制和温度控制两个回路。试分析

两个回路之间的关联情况。

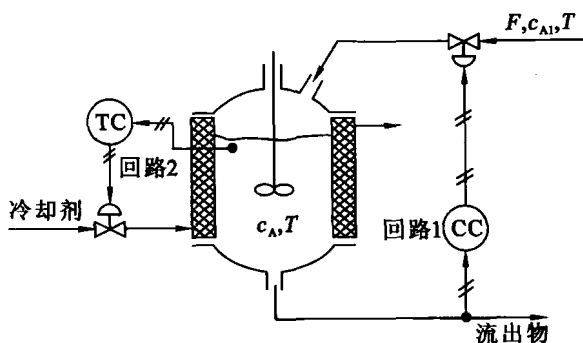


图 8.9 连续搅拌反应釜的控制回路

【习题 8.8】 图 8.10 所示为串联管路中的压力和流量控制系统，其中 1 和 2 为具有线性液阻的调节阀，阀的控制量分别为 u_1 和 u_2 ，流量 q_h 和压力 p_1 为被控量。试用相对增益法分析系统中的关联情况，并选择合理的变量配对。

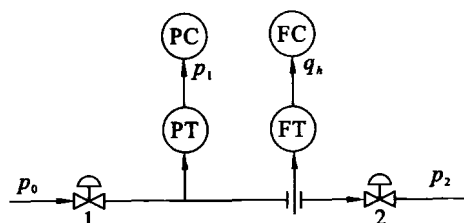


图 8.10 串联管路压力和流量控制回路

【习题 8.9】 图 8.11 对 2×2 关联系统设计了两种控制方案，当相对增益分别为 $\lambda_{11}=1, \lambda_{12}=0, \lambda_{21}=0.2, \lambda_{22}=0.8$ 时，试选择合理的控制方案使控制回路间的关联最小。

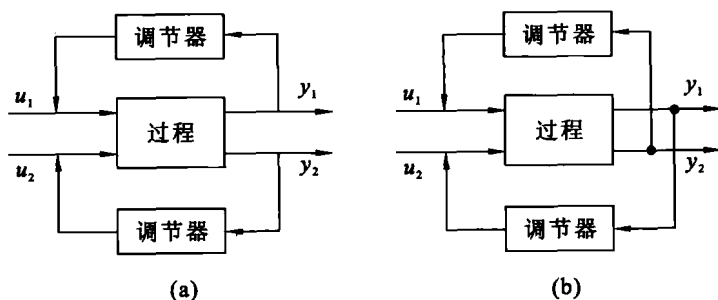


图 8.11 2×2 关联过程的两种控制方案

【习题 8.10】 图 8.12 所示为带解耦环节结合调节器的前馈补偿全解耦系统，若其中

耦合系统的传递函数矩阵为 $\begin{bmatrix} \frac{3}{s+1} & \frac{-2}{s+1} \\ \frac{5s+1}{s+1} & \frac{4}{s+1} \end{bmatrix}$ ，试设计其中的解耦补偿器，要求：

- (1) 实现对扰动量 F_1 和 F_2 的解耦；
- (2) 实现对参考输入 R_1, R_2 和输出 Y_1, Y_2 之间的解耦。

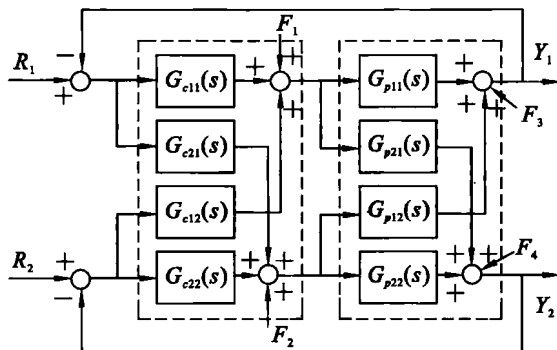


图 8.12 带解耦环节结合调节器的前馈补偿全解耦系统

8.5 练习题解答

【习题 8.1】

答: 相对增益是耦合系统中同一控制通道的两个静态增益的比值, 其中一个静态增益是指除所观察的那个调节量 U_j 改变了 ΔU_j 以外, 其他调节量均不变的情况下, U_j 与 Y_i 之间通道的静态增益 p_{ij} ; 另一个静态增益是指除所观察的 U_j 与 Y_i 之间的通道外, 其他通道均闭合且保持其他的输出量不变时, U_j 与 Y_i 之间通道的静态增益 q_{ij} 。相对增益矩阵是由各个回路的相对增益值组成的矩阵。由于相对增益矩阵每行元素之和为 1, 每列元素之和也为 1, 所以对 $N \times N$ 过程仅需要计算 $(N-1)^2$ 个相对增益。

【习题 8.2】

解:

$$\lambda_{11} = p_{11} \frac{P_{11}}{\det P} = 0.23$$

$$\lambda_{22} = p_{22} \frac{P_{22}}{\det P} = 0.23$$

$$\lambda_{21} = p_{21} \frac{P_{21}}{\det P} = 0.77$$

$$\lambda_{12} = p_{12} \frac{P_{12}}{\det P} = 0.77$$

所以:

$$\Lambda = \begin{bmatrix} 0.23 & 0.77 \\ 0.77 & 0.23 \end{bmatrix}$$

因 $\lambda_{12} = \lambda_{21} = 0.77$, 接近于 1, 所以用调节量 u_2 控制 y_1 , 用调节量 u_1 控制 y_2 比较合理。

【习题 8.3】

答: 相对增益反映了耦合系统中其他回路投入运行与否对所观察回路的影响程度, 因此相对增益的数值可以表征控制回路之间的耦合程度。

相对增益的大小与系统间的关联具有的关系有:

(1) 如果相对增益系数 λ_{ij} 接近于 1 时, 如 $0.8 < \lambda_{ij} < 1.2$ 表明其他通道对该通道的关联作用很小, 无须进行解耦系统设计。

(2) 如果相对增益 λ_{ij} 小于零或者接近于零时,表明选用本通道调节器不能得到良好的控制效果。

(3) 如果 $0.3 < \lambda_{ij} < 0.7$ 或 $\lambda_{ij} > 1.5$ 时,表明系统中存在着非常严重的耦合,必须进行解耦设计。

【习题 8.4】

答:解耦控制就是采用某种结构,寻找合适的控制规律来消除系统中各种控制回路之间相互耦合关系,使每一个输入只控制相应的一个输出,每一个输出只受到一个控制的作用。

若相对增益矩阵为 $\begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix}$,其中相对增益 $\lambda_{12} = \lambda_{21} = 0$,说明第一放大系数 $p_{12} = p_{21} = 0$,

则有两种情况:① $k_{12} = k_{21} = 0$,两个回路相互独立,无耦合,故无须解耦;② $k_{12} = 0$ 且 $k_{21} \neq 0$ 或 $k_{12} \neq 0$ 且 $k_{21} = 0$,假设为前者,那么 U_2 对 Y_1 无影响, U_1 对 Y_2 则还有影响,但该影响不会再返回到 Y_1 。对于这种单方向关联的情况,就可以把 U_2 对 Y_2 的影响看做是一个外扰,从而把两个回路分解成相互独立的回路,故也无须解耦。

【习题 8.5】

解:由题所给的传递函数矩阵可得第一放大系数组成的矩阵为:

$$P = G = \begin{bmatrix} 0.5 & -0.3 \\ 0.4 & 0.6 \end{bmatrix}$$

则相对增益为:

$$\lambda_{11} = p_{11} \frac{P_{11}}{\det P} = 0.71, \quad \lambda_{12} = \lambda_{21} = 1 - \lambda_{11} = 0.29, \quad \lambda_{22} = 0.71$$

所以相对增益矩阵为:

$$\Lambda = \begin{bmatrix} 0.71 & 0.29 \\ 0.29 & 0.71 \end{bmatrix}$$

可见 $\lambda_{11} = \lambda_{22} = 0.71$,接近于 1,所以原有的用 U_1 对 Y_1 ,用 U_2 对 Y_2 的量配对是合理的,但系统中存在耦合,需进行解耦控制。

采用前馈解耦方式进行解耦,可得:

$$N_{21} = -\frac{G_{21}}{G_{22}} = -\frac{0.4}{0.6} = -0.67$$

$$N_{12} = -\frac{G_{12}}{G_{11}} = -\frac{-0.3}{0.5} = 0.6$$

相应的前馈解耦控制框图如图 8.13 所示。

【习题 8.6】

答:当入口流量 F_1 改变时,回路 1 通过调节流出物量 F ,力图使液位保持在设定值上。此时, F 的变化就会对槽内温度引起干扰,使回路 2 通过调节加热蒸汽进行控制;当入口温度 T_1 改变时,回路 2 将通过调节蒸汽流量进行温度控制,此时,液位并不会受到干扰。因此,回路 1 对回路 2 有关联,但回路 2 对回路 1 无关联。

【习题 8.7】

答:设入口物流浓度(干扰)或流出物流浓度设定值改变,回路 1 将通过进料流量 F 来控制出口浓度使之合格,但进料流量变化会使反应釜温度受到影响;反之,设进料温度(干扰)或温度设定值变化时,回路 2 将通过调节夹套冷却剂使温度保持在设定之上,但温度的

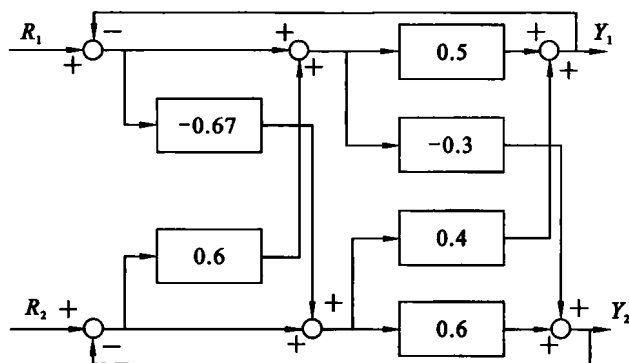


图 8.13 前馈解耦控制系统结构图

变化又会引起出口浓度的变化。因此，回路1和回路2两个控制回路之间有相互关联。

【习题 8.8】

解：由机理分析可得管路中流量和压力的关系为：

$$q_h = u_1(p_0 - p_1) = u_2(p_1 - p_2)$$

于是

$$q_h = \frac{u_1 u_2}{u_1 + u_2} (p_0 - p_2)$$

对输出 q_h 而言，它对输入 u_1 的第一放大系数为：

$$p_{11} = \left. \frac{\partial q_h}{\partial u_1} \right|_{u_2} = \left(\frac{u_2}{u_1 + u_2} \right)^2 (p_0 - p_2)$$

q_h 对 u_1 的第二放大系数为：

$$q_{11} = \left. \frac{\partial q_h}{\partial u_1} \right|_{p_1} = \frac{u_2}{u_1 + u_2} (p_0 - p_2)$$

于是有：

$$\lambda_{11} = \frac{p_{11}}{q_{11}} = \frac{u_2}{u_1 + u_2} = \frac{p_0 - p_1}{p_0 - p_2}$$

由相对增益矩阵的性质有：

$$\lambda_{12} = \lambda_{21} = 1 - \lambda_{11} = \frac{p_1 - p_2}{p_0 - p_2}, \quad \lambda_{22} = \lambda_{11} = \frac{p_0 - p_1}{p_0 - p_2}$$

由此可见，若阀1上的压降较大，则 $\lambda_{22} = \lambda_{11} \approx 1$ ，应选择用阀1控制管路上流量 q_h ，用阀2控制压力 p_1 ；若阀2上压降较大，则 $\lambda_{12} = \lambda_{21} \approx 1$ ，应选择用阀1控制管路上压力 p_1 ，用阀2控制流量 q_h 。

【习题 8.9】

答：图(a)旨在用 u_1 控制 y_1 ，用 u_2 控制 y_2 ；图(b)则正好相反，即旨在用 u_1 控制 y_2 ，用 u_2 控制 y_1 。

故，

(1) 当 $\lambda_{11} = 1$ 时，应选择图(a)所示控制方案；

(2) 当 $\lambda_{11} = 0$ 时，由相对增益矩阵性质可知， $\lambda_{12} = \lambda_{21} = 1$ ，故应选择图(b)所示控制方案；

(3) 同理, 当 $\lambda_{11}=0.2$ 时, 有 $\lambda_{12}=\lambda_{21}=0.8$, 应选择图(b)所示控制方案;

(4) 当 $\lambda_{11}=0.8$ 时, 应选择图(a)所示控制方案。

【习题 8.10】

解: (1) 要实现对扰动量 F_1 和 F_2 的解耦, 须有:

$$F_1 G_{p21}(s) - F_1 G_{p11}(s) G_{c21}(s) G_{p22}(s) = 0$$

$$F_2 G_{p12}(s) - F_2 G_{p22}(s) G_{c12}(s) G_{p11}(s) = 0$$

故

$$G_{c21}(s) = \frac{G_{p21}(s)}{G_{p11}(s) G_{p22}(s)} = \frac{\frac{5s+1}{s+1}}{\frac{3}{s+1} \times \frac{4}{s+1}} = \frac{(5s+1)(s+1)}{12}$$

$$G_{c12}(s) = \frac{G_{p12}(s)}{G_{p11}(s) G_{p22}(s)} = \frac{\frac{-2}{s+1}}{\frac{3}{s+1} \times \frac{4}{s+1}} = -\frac{s+1}{6}$$

(2) 要实现对参考输入 R_1 、 R_2 和输出 Y_1 、 Y_2 之间的解耦, 须有

$$R_1(s) G_{c21}(s) G_{p22}(s) + R_1(s) G_{c11}(s) G_{p21}(s) = 0$$

$$R_2(s) G_{c22}(s) G_{p12}(s) + R_2(s) G_{c12}(s) G_{p11}(s) = 0$$

故

$$G_{c21}(s) = -\frac{G_{p21}(s) G_{c11}(s)}{G_{p22}(s)} = -\frac{\frac{5s+1}{s+1}}{\frac{4}{s+1}} G_{c11}(s) = -\frac{5s+1}{4} G_{c11}(s)$$

$$G_{c12}(s) = -\frac{G_{p12}(s) G_{c22}(s)}{G_{p11}(s)} = -\frac{\frac{-2}{s+1}}{\frac{3}{s+1}} G_{c22}(s) = \frac{2}{3} G_{c22}(s)$$

9 模糊控制

9.1 重点和难点

- 模糊控制的基本概念;
- 模糊关系的定义及运算方法;
- 模糊逻辑与模糊推理的定义及运算方法;
- 模糊控制原理及模糊控制器的组成;
- 模糊控制器的设计。

9.2 内容提要

9.2.1 模糊控制的基本概念

(1) 客观事物彼此间的差异在中间过渡时,存在的界限不分明的现象称为模糊现象;

(2) 模糊控制是以模糊数学为基础的控制方法;模糊数学是用精确的数学方法描述模糊现象的数学;

在模糊数学中,用模糊集合表征模糊现象,模糊集合的特征函数可以在 $[0,1]$ 区间内连续取值;模糊集合的特征函数称为隶属函数,记做 $\underline{A}(x)$ 。

(3) 模糊集合的隶属函数 $\underline{A}(x)$,表示模糊集合中元素 x 属于模糊集 \underline{A} 的程度,或称 x 对于 \underline{A} 的隶属度。 $\underline{A}(x)$ 越接近于1,则 x 属于 \underline{A} 的程度越高; $\underline{A}(x)$ 越接近于0,则 x 属于 \underline{A} 的程度越低。

(4) 模糊集合的三种表示方式:

令论域 $U = \{u_1, u_2, \dots, u_n\}$

① Zadeh 表示法

$$\underline{A} = \frac{\underline{A}(u_1)}{u_1} + \frac{\underline{A}(u_2)}{u_2} + \dots + \frac{\underline{A}(u_n)}{u_n}$$

上式中, \underline{A} 为论域 $U = \{u_1, u_2, \dots, u_n\}$ 上的模糊集合。

② 向量表示法

$$\underline{A} = (\underline{A}(u_1), \underline{A}(u_2), \dots, \underline{A}(u_n))$$

③ 序偶表示法

$$\underline{A} = ((u_1, \underline{A}(u_1)), (u_2, \underline{A}(u_2)), \dots, (u_n, \underline{A}(u_n)))$$

(5) 模糊集合的基本运算包括交运算、并运算、补运算、包含和相等关系运算,模糊运算不满足补余律,即 $\bar{\underline{A}} \cap \underline{A} \neq 0, \bar{\underline{A}} \cup \underline{A} \neq 1$ 。

(6) λ 水平截集是普通集合。

9.2.2 模糊关系的定义及运算方法

(1) 模糊关系是两个论域的直积上的模糊集合,其论域元素是序偶,其隶属函数表示对应论域元素之间的关联程度;

(2) 定义 1:模糊集 \underline{A} 和 \underline{B} 的直积 $\underline{A} \times \underline{B}$ 的一个模糊子集 \underline{R} 称为 \underline{A} 到 \underline{B} 的二元模糊关系,其序偶 (a, b) 的隶属度为 $\underline{R}(a, b)$ 。

模糊集的直积运算法则与普通集合的直积运算相同。

若论域为 n 个集合的直积 $A_1 \times A_2 \times \cdots \times A_n$, 则其模糊子集对应为 n 元模糊关系,其隶属函数是 n 个变量的函数。

(3) 定义 2:设矩阵

$$R = (r_{ij})_{m \times n} \quad r_{ij} \in [0, 1]$$

则称 R 为模糊矩阵,用于描述模糊关系,故又称模糊关系矩阵。 r_{ij} 为模糊矩阵的元素,表示模糊关系的隶属函数。

(4) 设有二有限集 $X = \{x_1, x_2, \dots, x_n\}$, $Y = \{y_1, y_2, \dots, y_m\}$, \underline{R} 是 X 到 Y 的模糊关系。

$$\underline{R} = \begin{bmatrix} r_{11} & r_{12} & \cdots & r_{1m} \\ r_{21} & r_{22} & \cdots & r_{2m} \\ \vdots & \vdots & & \vdots \\ r_{n1} & r_{n2} & \cdots & r_{nm} \end{bmatrix}$$

设 \underline{A} 和 \underline{B} 分别为 X 和 Y 上的模糊集 $\underline{A} = (a_1, a_2, \dots, a_n)$, $\underline{B} = (b_1, b_2, \dots, b_m)$, 且

$$\underline{B} = \underline{A} \circ \underline{R}$$

则称 \underline{B} 是 \underline{A} 的象, \underline{A} 是 \underline{B} 的原象,称 \underline{R} 是 X 到 Y 上的一个模糊变换。

9.2.3 模糊逻辑与模糊推理的定义及运算方法

(1) 由于模糊命题 \underline{A} 的隶属函数是在 $[0, 1]$ 区间内连续取值,所以称为连续值逻辑,或称模糊逻辑。设模糊命题 \underline{A} 的真值为 $x (x \in [0, 1])$, 当 $x=1$ 时 \underline{A} 为完全真, $x=0$ 时 \underline{A} 为完全假, x 的大小表示 \underline{A} 的真假程度。

在实际运用时,往往把连续值模糊逻辑分成若干离散等分作为多值逻辑来处理;

(2) 推理是由已知判断获得另一个新判断的思维过程。模糊条件推理语句可以表示为模糊关系;设 \underline{A} 是论域 X 上的模糊子集, \underline{B} 和 \underline{C} 是 Y 上的模糊子集,若条件推理语句为“若 \underline{A} 则 \underline{B} , 否则 \underline{C} ”,则该条件推理语句可用模糊关系表示为:

$$\underline{R} = (\underline{A} \times \underline{B}) \cup (\bar{\underline{A}} \times \underline{C})$$

\underline{R} 中的元素可按下式求得:

$$\underline{R}(x, y) = [\underline{A}(x) \wedge \underline{B}(y)] \vee [(1 - \underline{A}(x)) \wedge \underline{C}(y)]$$

(3) 用推理合成方法得到推理结论:

条件推理语句的基本形式为“若……(又称前件), 则……(又称后件)”, 用于表示一般原则。推理的准确性是基于一般原理正确。

推理合成规则步骤如下:

- ① 根据模糊条件推理语句计算相应的模糊关系 \tilde{R} , 称之为大前提。
- ② 确定当前具体条件, 即计算具体前件量, 称之为小前提。采用模糊变换的方法, 经过合成计算, 得到结论。

设 \tilde{R} 为 $X \times Y$ 的模糊关系, \tilde{A}_i 是 X 上的模糊子集, 则可求得相应的 \tilde{B}_i 为:

$$\tilde{B}_i = \tilde{A}_i \circ \tilde{R}$$

其中, \tilde{R} 为大前提, \tilde{A}_i 为小前提, \tilde{B}_i 为推理合成得到的结论。

9.2.4 模糊控制原理及模糊控制器的组成

- (1) 模糊控制用模糊语言和一系列的模糊条件语句描述控制策略, 用模糊推理方法完成控制作用。这些控制策略不依赖被控制对象的精确数学模型, 而是模拟人的思维和经验。
- (2) 模糊控制系统一般可分为四个组成部分, 其结构如图 9.1 所示。
 - ① 模糊控制器: 可以用计算机编程实现模糊控制算法, 或由硬件实现。
 - ② 输入 / 输出接口装置: 包括 A/D、D/A 及电平转换线路。模糊控制器通过它们从被控对象获取数字量, 并向执行机构输出模拟量。
 - ③ 广义被控对象: 包括执行机构及被控对象, 被控对象可以是线性或非线性的、定常或时变的, 也可以是单变量或多变量的、有时滞或无时滞的以及有强干扰的多种情况。
 - ④ 传感器: 将被控对象或各种过程的受控量转换为电信号。

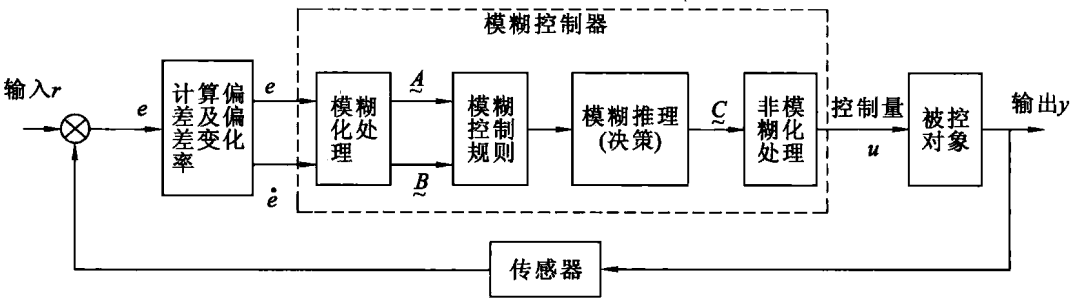


图 9.1 模糊控制系统示意图

- (3) 模糊控制器由模糊化处理、模糊控制规则、模糊决策以及非模糊化处理组成。
- (4) 按照模糊控制器输入变量的个数, 可分为一维、二维和三维模糊控制器。图 9.2 为二维模糊控制器的结构图。

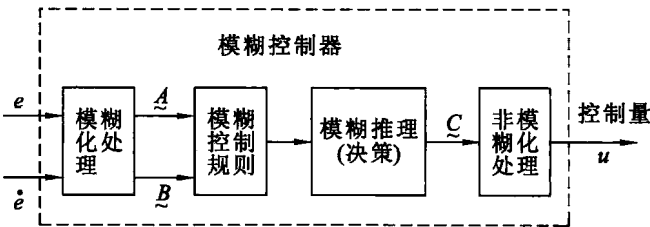


图 9.2 模糊控制器的组成

9.2.5 模糊控制器的设计

(1) 模糊控制器的设计首先需要将系统的有关变量模糊化, 然后进行模糊运算和模糊决策。

(2) 模糊控制的运算过程由计算机或专用控制器完成, 有总控制查询表和直接推理合成等方法。

(3) 以二维模糊控制器为例, 模糊控制器的设计过程为:

- ① 模糊控制系统中有关变量模糊概念的确定, 包括论域、模糊集合和隶属度;
- ② 输入精确量的模糊化和输出控制量的模糊集确定;
- ③ 模糊控制算法选择以及模糊控制规则的确定;
- ④ 模糊控制量的非模糊化处理。

9.3 例 题

【例 9.1】 试说明一个基本的模糊控制器由几部分组成? 其中哪几个部分是基于模糊逻辑的? 其他部分的作用是什么?

答: 模糊控制器由模糊化处理、模糊控制规则、模糊推理(决策)以及非模糊化处理等部分组成。模糊控制器中“模糊控制规则”和“模糊推理(决策)”是基于模糊逻辑的。“模糊化处理”完成精确量转变为模糊量的任务,“非模糊化处理”实现模糊变量转变为精确量。

【例 9.2】 设论域 $U = \{u_1, u_2, u_3, u_4, u_5\}$ 中的两个模糊子集为:

$$\tilde{A} = \frac{0.6}{u_1} + \frac{0.5}{u_2} + \frac{1}{u_3} + \frac{0.4}{u_4} + \frac{0.3}{u_5}; \quad \tilde{B} = \frac{0.5}{u_1} + \frac{0.6}{u_2} + \frac{0.3}{u_3} + \frac{0.4}{u_4} + \frac{0.7}{u_5}$$

求(1) $\tilde{A} \cup \tilde{B}$; (2) $\tilde{A} \cap \tilde{B}$ 。

$$\begin{aligned} \text{解: } \tilde{A} \cup \tilde{B} &= \frac{0.6 \vee 0.5}{u_1} + \frac{0.5 \vee 0.6}{u_2} + \frac{1 \vee 0.3}{u_3} + \frac{0.4 \vee 0.4}{u_4} + \frac{0.3 \vee 0.7}{u_5} \\ &= \frac{0.6}{u_1} + \frac{0.6}{u_2} + \frac{1}{u_3} + \frac{0.4}{u_4} + \frac{0.7}{u_5} \\ \tilde{A} \cap \tilde{B} &= \frac{0.6 \wedge 0.5}{u_1} + \frac{0.5 \wedge 0.6}{u_2} + \frac{1 \wedge 0.3}{u_3} + \frac{0.4 \wedge 0.4}{u_4} + \frac{0.3 \wedge 0.7}{u_5} \\ &= \frac{0.5}{u_1} + \frac{0.5}{u_2} + \frac{0.3}{u_3} + \frac{0.4}{u_4} + \frac{0.3}{u_5} \end{aligned}$$

【例 9.3】 图 9.3 表示模糊集合 $\tilde{A}(x)$ 的隶属函数, 试写出 $\tilde{A}(x)$ 和 $\bar{\tilde{A}}(x)$ 的隶属函数表达式。

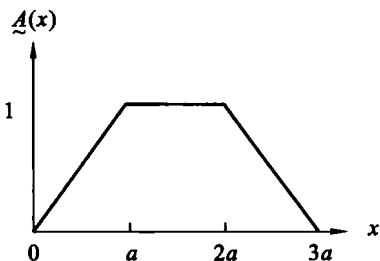


图 9.3 模糊集合 $\tilde{A}(x)$ 的隶属函数曲线

解:

$$\tilde{A}(x) = \begin{cases} \frac{x}{a}, & 0 \leq x < a \\ 1, & a \leq x < 2a \\ 3 - \frac{x}{a}, & 2a \leq x < 3a \\ 0, & \text{其他} \end{cases}$$

$$\bar{\tilde{A}}(x) = 1 - \tilde{A}(x) = \begin{cases} 1 - \frac{x}{a}, & 0 \leq x < a \\ 0, & a \leq x < 2a \\ \frac{x}{a} - 2, & 2a \leq x < 3a \\ 1, & \text{其他} \end{cases}$$

【例 9.4】 设有论域 $X = \{x_1, x_2, x_3, x_4\}$, $Y = \{y_1, y_2, y_3, y_4\}$, $Z = \{z_1, z_2\}$, 已知 \tilde{Q} , \tilde{R} 和 \tilde{S} 是模糊关系, 且 $\tilde{Q} \in X \times Y$, $\tilde{R} \in Y \times Z$, $\tilde{S} \in Y \times Z$,

$$\tilde{Q} = \begin{bmatrix} 0.5 & 0.6 & 0.3 \\ 0.7 & 0.4 & 1 \\ 0 & 0.8 & 0 \\ 1 & 0.2 & 0.9 \end{bmatrix}, \quad \tilde{R} = \begin{bmatrix} 0.2 & 1 \\ 0.8 & 0.4 \\ 0.5 & 0.3 \end{bmatrix}$$

求 $\tilde{S} = \tilde{Q} \circ \tilde{R}$.

解:

$$\begin{aligned} \tilde{S} &= \tilde{Q} \circ \tilde{R} = (s_{ij})_{4 \times 2} = \bigvee_{k=1}^3 (q_{ik} \wedge r_{kj}) \\ &= \begin{bmatrix} 0.5 & 0.6 & 0.3 \\ 0.7 & 0.4 & 1 \\ 0 & 0.8 & 0 \\ 1 & 0.2 & 0.9 \end{bmatrix} \circ \begin{bmatrix} 0.2 & 1 \\ 0.8 & 0.4 \\ 0.5 & 0.3 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0.6 & 0.5 \\ 0.5 & 0.7 \\ 0.8 & 0.4 \\ 0.5 & 1 \end{bmatrix} \end{aligned}$$

【例 9.5】 已知炉温温度论域 $E = \{e_1, e_2, e_3, e_4, e_5, e_6, e_7, e_8, e_9\}$, 定义模糊集合

$$[\text{温度高}] = \tilde{A} = \frac{0.2}{e_4} + \frac{0.4}{e_5} + \frac{0.6}{e_6} + \frac{0.8}{e_7} + \frac{1}{u_8} + \frac{1}{e_9}$$

$$[\text{温度低}] = \tilde{B} = \frac{1}{e_1} + \frac{0.7}{e_2} + \frac{0.5}{e_3} + \frac{0.3}{e_4} + \frac{0.1}{u_5}$$

求: [温度很高] 和 [温度稍低] 的模糊集合。

解: 根据语言算子的作用, 可知

$$[\text{温度很高}] = \tilde{A}^2 = \frac{0.04}{e_4} + \frac{0.16}{e_5} + \frac{0.36}{e_6} + \frac{0.64}{e_7} + \frac{1}{u_8} + \frac{1}{e_9}$$

$$[\text{温度稍低}] = \tilde{B}^{\frac{1}{2}} = \frac{1}{e_1} + \frac{0.84}{e_2} + \frac{0.71}{e_3} + \frac{0.55}{e_4} + \frac{0.32}{u_5}$$

【例 9.6】 设有论域 $X = Y = \{1, 2, 3, 4, 5\}$, $\tilde{A} \in X$, $\tilde{B} \in Y$, 且

$$\tilde{A} = [\text{黑}] = \frac{1}{1} + \frac{0.5}{2} + \frac{0.1}{3}; \quad \tilde{B} = [\text{白}] = \frac{0.3}{3} + \frac{0.8}{4} + \frac{1}{5}$$

求: “若 x 黑则 y 白, 否则 y 不很白” 的模糊关系。

解: 令

$$\tilde{C} = [\text{不很白}] = 1 - [\text{很白}] = 1 - [\tilde{B}]^2$$

则

$$\underline{C} = \frac{1}{1} + \frac{1}{2} + \frac{0.91}{3} + \frac{0.36}{4} + \frac{0}{5}$$

根据题目要求可知,模糊关系 \underline{R} 为:

$$\underline{R} = (\underline{A} \times \underline{B}) \cup (\bar{\underline{A}} \times \underline{C})$$

由于 $\underline{A} \times \underline{B} = \begin{bmatrix} 1 \\ 0.5 \\ 0.1 \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix} \times [0 \ 0 \ 0.3 \ 0.8 \ 1] = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0.3 & 0.8 & 1 \\ 0 & 0 & 0.3 & 0.5 & 0.5 \\ 0 & 0 & 0.1 & 0.1 & 0.1 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}$

$$\bar{\underline{A}} = 1 - \underline{A} = \frac{0}{1} + \frac{0.5}{2} + \frac{0.9}{3} + \frac{1}{4} + \frac{1}{5}$$

$$\bar{\underline{A}} \times \underline{C} = \begin{bmatrix} 0 \\ 0.5 \\ 0.9 \\ 1 \\ 1 \end{bmatrix} \times [1 \ 1 \ 0.91 \ 0.36 \ 0] = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0.5 & 0.5 & 0.5 & 0.36 & 0 \\ 0.9 & 0.9 & 0.9 & 0.36 & 0 \\ 1 & 1 & 0.91 & 0.36 & 0 \\ 1 & 1 & 0.91 & 0.36 & 0 \end{bmatrix}$$

则

$$\underline{R} = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0.3 & 0.8 & 1 \\ 0.5 & 0.5 & 0.5 & 0.5 & 0.5 \\ 0.9 & 0.9 & 0.9 & 0.36 & 0.1 \\ 1 & 1 & 0.91 & 0.36 & 0 \\ 1 & 1 & 0.91 & 0.36 & 0 \end{bmatrix}$$

【例 9.7】 已知一条模糊控制规则为:

if $e = PM$ or PB and $ec = PM$ or PB then $u = NB$

请写出这条规则所对应的模糊关系 \underline{R} 。

答: $\underline{R} = ((PM \cup PB) \times (PM \cup PB)) \times NB$

【例 9.8】 有论域 $U = \{u_1 \ u_2 \ u_3\}$, $V = \{v_1 \ v_2 \ v_3\}$ 和 $W = \{w_1 \ w_2 \ w_3\}$,

$\underline{A} \in U, \underline{B} \in V, \underline{C} \in W$, 已知 $\underline{A} = \frac{1}{u_1} + \frac{0.4}{u_2} + \frac{0}{u_3}$, $\underline{B} = \frac{0.1}{v_1} + \frac{0.6}{v_2} + \frac{1}{v_3}$, $\underline{C} = \frac{0.3}{w_1} + \frac{0}{w_2} + \frac{1}{w_3}$ 。

求: (1) 模糊控制规则为“若 \underline{A} 且 \underline{B} 则 \underline{C} ”(if \underline{A} and \underline{B} then \underline{C}), 计算其模糊关系 \underline{R} ;

(2) 当输入模糊集为以下值时, 求对应的输出 \underline{C}^* 。

$$\underline{A}^* = \frac{0}{u_1} + \frac{0.5}{u_2} + \frac{0.7}{u_3}, \quad \underline{B}^* = \frac{0.4}{v_1} + \frac{0.9}{v_2} + \frac{0}{v_3}$$

解: (1) 根据模糊控制规则可知, 其模糊关系为:

$$\underline{R} = \underline{A} \times \underline{B} \times \underline{C}$$

$$\underline{D} = \underline{A} \times \underline{B} = \begin{bmatrix} 1 \\ 0.4 \\ 0 \end{bmatrix} \times [0.1 \ 0.6 \ 1] = \begin{bmatrix} 0.1 & 0.6 & 1 \\ 0.1 & 0.4 & 0.4 \\ 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

$$\underline{D} = [0.1 \ 0.6 \ 1 \ 0.1 \ 0.4 \ 0.4 \ 0 \ 0 \ 0]$$

$$\underset{\sim}{R} = \underset{\sim}{D} \times \underset{\sim}{C} = \underset{\sim}{D}^T \times \underset{\sim}{C} = \begin{bmatrix} 0.1 \\ 0.6 \\ 1 \\ 0.1 \\ 0.4 \\ 0.4 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix} \times [0.3 \quad 0 \quad 1] = \begin{bmatrix} 0.1 & 0 & 0.1 \\ 0.3 & 0 & 0.6 \\ 0.3 & 0 & 1 \\ 0.1 & 0 & 0.1 \\ 0.3 & 0 & 0.4 \\ 0.3 & 0 & 0.4 \\ 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

(2) 根据给定的输入, 可求得输出为 $\underset{\sim}{C}^*$:

$$\underset{\sim}{C}^* = (\underset{\sim}{A}^* \times \underset{\sim}{B}^*) \circ \underset{\sim}{R} = \underset{\sim}{D}^* \circ \underset{\sim}{R}$$

$$\underset{\sim}{D}^* = \underset{\sim}{A}^* \times \underset{\sim}{B}^* = \begin{bmatrix} 0 \\ 0.5 \\ 0.7 \end{bmatrix} [0.4 \quad 0.9 \quad 0] = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 \\ 0.4 & 0.5 & 0 \\ 0.4 & 0.7 & 0 \end{bmatrix}$$

$$\underset{\sim}{D}^* = [0 \quad 0 \quad 0 \quad 0.4 \quad 0.5 \quad 0 \quad 0.4 \quad 0.7 \quad 0]$$

$$\underset{\sim}{C}^* = [0.3 \quad 0 \quad 0.4]$$

即

$$\underset{\sim}{C}^* = \frac{0.3}{w_1} + \frac{0}{w_2} + \frac{0.4}{w_3}$$

9.4 练 习 题

【习题 9.1】 模糊控制器输入的精确量为什么还要把它变为模糊量? 为什么模糊控制输出的模糊变量还要经过清晰化(非模糊化、解模糊)处理变为精确量?

【习题 9.2】 说明模糊集合的直集与模糊关系之间的联系。

【习题 9.3】 解释下列概念:(1)模糊命题;(2)模糊逻辑;(3)模糊代数;(4)模糊逻辑函数;(5)模糊逻辑变量;(6)模糊语言变量。

【习题 9.4】 给定一个模糊集合 $\underset{\sim}{A} = \frac{A(u_1)}{u_1} + \frac{A(u_2)}{u_2} + \dots + \frac{A(u_n)}{u_n}$, 试写出模糊集合 $\underset{\sim}{A}$ 的论域 U 。

【习题 9.5】 设论域 $U = \{u_1, u_2, u_3, u_4, u_5\}$ 上有两个模糊子集, 分别为:

$$\underset{\sim}{A} = \frac{0.2}{u_1} + \frac{0.6}{u_2} + \frac{0.8}{u_3} + \frac{0.5}{u_4} + \frac{0.1}{u_5}, \quad \underset{\sim}{B} = \frac{0.5}{u_2} + \frac{1}{u_3} + \frac{0.8}{u_4}$$

试计算:(1) $\underset{\sim}{A} \cup \underset{\sim}{B}$; (2) $\underset{\sim}{A} \cap \underset{\sim}{B}$; (3) $\underset{\sim}{A}_{0.5}$; (4) $\underset{\sim}{B}_{0.5}$ 。

【习题 9.6】 设论域 $U = \{u_1, u_2, u_3, u_4, u_5, u_6\}$ 上有两个模糊子集, 分别为

$$\underset{\sim}{A} = (0.2 \quad 0.4 \quad 0.5 \quad 0.8 \quad 0.6 \quad 1), \quad \underset{\sim}{B} = (0.1 \quad 0.3 \quad 0.5 \quad 0.8 \quad 0.9 \quad 1)$$

试计算:(1) $\bar{\underset{\sim}{A}}$; (2) $\bar{\underset{\sim}{B}}$; (3) $\overline{\underset{\sim}{A} \cup \underset{\sim}{B}}$; (4) $\overline{\underset{\sim}{A} \cap \underset{\sim}{B}}$ 。

【习题 9.7】 设论域 $X = \{x_1, x_2, \dots, x_n\}$ 和 $Y = \{y_1, y_2, \dots, y_m\}$, 模糊矩阵 $\underset{\sim}{R}$ 表示从 X 到 Y 的一个模糊关系, $\underset{\sim}{A} \in X, \underset{\sim}{B} \in Y$, 且 $\underset{\sim}{A} = (a_1, a_2, \dots, a_n), \underset{\sim}{B} = (b_1, b_2, \dots, b_m)$, 试写出模糊矩阵 $\underset{\sim}{R}$

并说明 R 元素 r_{ij} 的含义是什么?

【习题 9.8】 设有两个模糊矩阵:

$$\underline{R} = \begin{bmatrix} 0.5 & 0.3 \\ 0.4 & 0.8 \end{bmatrix}; \quad \underline{Q} = \begin{bmatrix} 0.8 & 0.5 \\ 0.3 & 0.7 \end{bmatrix}$$

试计算: (1) $\underline{R} \cup \underline{Q}$; (2) $\underline{R} \cap \underline{Q}$; (3) $\underline{R} \circ \underline{Q}$; (4) $\underline{R} \cup \bar{\underline{R}}$ 。

【习题 9.9】 设[压力高]、[压力低]这两个模糊变量的论域均为 $U = \{1, 2, 3, 4, 5\}$, 令

$$[\text{压力高}] = \underline{A} = (0.2 \quad 0.4 \quad 0.6 \quad 0.8 \quad 1);$$

$$[\text{压力低}] = \underline{B} = (1 \quad 0.8 \quad 0.6 \quad 0.4 \quad 0.2)。$$

请利用以上两个模糊子集分别给出下列模糊语言变量的表达式:

(1) [压力很高]; (2) [压力很低]; (3) [压力不很高]。

【习题 9.10】 某电热炉依靠人工调节电压控制炉温的操作经验规则是“若炉温低, 则外加电压高, 否则电压不很高”, 如果炉温不很低, 试应用模糊推理判定电压应如何调节?

设 $U = \{1 \quad 2 \quad 3\}$ 表示炉温论域, 表示 $V = \{1 \quad 2 \quad 3\}$ 电压论域, 已知:

$$[\text{低}] = \underline{A} = \frac{1}{1} + \frac{0.5}{2} + \frac{0.2}{3}$$

$$[\text{高}] = \underline{B} = \frac{0.2}{1} + \frac{0.5}{2} + \frac{1}{3}$$

9.5 练习题答案

【习题 9.1】

答: 因为模糊控制器蕴含的是模糊控制规则, 而模糊规则的是输入和输出均为模糊量, 所以模糊控制器输入的精确量需模糊化为模糊量, 才能使用模糊控制器; 而模糊控制器输出的模糊量不能直接运用于需要精确量来驱动的实际执行机构, 故模糊控制器输出的模糊量需要去模糊化以后才能为执行机构所用。

【习题 9.2】

答: 模糊直集是模糊关系的数学表示。

【习题 9.3】

(答案略)

【习题 9.4】

答: 模糊集合 \underline{A} 的论域 $U = \{u_1, u_2, \dots, u_n\}$

【习题 9.5】

解: (1) $\underline{A} \cup \underline{B} = (0.2, 0.6, 1, 0.8, 0.1)$

(2) $\underline{A} \cap \underline{B} = (0, 0.5, 0.8, 0.5, 1)$

(3) $\underline{A}_{0.5} = \{u_2, u_3, u_4\}$

(4) $\underline{B}_{0.5} = \{u_2, u_3, u_4\}$

【习题 9.6】

解: (1) $\bar{\underline{A}} = (0.8, 0.6, 0.5, 0.2, 0.4, 0)$

$$(2) \bar{B} = (0.9, 0.7, 0.5, 0.2, 0.1, 0)$$

$$(3) \overline{A \cup B} = (0.8, 0.6, 0.5, 0.2, 0.1, 0)$$

$$(4) \overline{A \cap B} = (0.9, 0.7, 0.5, 0.8, 0.6, 1)$$

【习题 9.7】

解:

$$\tilde{R} = \begin{bmatrix} a_1 \wedge b_1 & a_1 \wedge b_2 & \cdots & a_1 \wedge b_m \\ a_2 \wedge b_1 & a_2 \wedge b_2 & \cdots & a_2 \wedge b_m \\ \vdots & \vdots & & \vdots \\ a_n \wedge b_1 & a_n \wedge b_2 & \cdots & a_n \wedge b_m \end{bmatrix};$$

\tilde{R} 元素 r_{ij} 是序偶 (a_i, b_j) 属于 \tilde{R} 的隶属度, 表示 a_i 和 b_j 的关联程度。

【习题 9.8】

$$\text{解: (1) } \tilde{R} \cup \tilde{Q} = \begin{bmatrix} 0.8 & 0.5 \\ 0.4 & 0.8 \end{bmatrix} \quad (2) \tilde{R} \cap \tilde{Q} = \begin{bmatrix} 0.5 & 0.3 \\ 0.3 & 0.7 \end{bmatrix}$$

$$(3) \tilde{R} \circ \tilde{Q} = \begin{bmatrix} 0.5 & 0.5 \\ 0.4 & 0.7 \end{bmatrix} \quad (4) \tilde{R} \cup \bar{\tilde{R}} = \begin{bmatrix} 0.5 & 0.7 \\ 0.6 & 0.8 \end{bmatrix}$$

【习题 9.9】

$$\text{解: (1) [压力很高]} = \tilde{A}^2 = (0.04, 0.16, 0.36, 0.64, 1)$$

$$(2) [\text{压力很低}] = \tilde{B}^2 = (1, 0.64, 0.36, 0.16, 0.04)$$

$$(3) [\text{压力不很高}] = \bar{\tilde{A}}^2 = (0.96, 0.84, 0.64, 0.36, 0)$$

【习题 9.10】

$$\text{解: [低]} = \tilde{A} = \frac{1}{1} + \frac{0.5}{2} + \frac{0.2}{3}, [\text{高}] = \tilde{B} = \frac{0.2}{1} + \frac{0.5}{2} + \frac{1}{3}$$

$$\tilde{R} = \begin{bmatrix} 0.2 & 0.5 & 1 \\ 0.5 & 0.5 & 0.5 \\ 0.8 & 0.75 & 0.2 \end{bmatrix}$$

$$[\text{不很低}] = \bar{\tilde{A}}^2 = \frac{0}{1} + \frac{0.75}{2} + \frac{0.96}{3}, \text{ 则}$$

$$[\text{电压}] = \tilde{B}_1 = \frac{0.8}{1} + \frac{0.75}{2} + \frac{0.5}{3}$$

所以, 电压应调节为 $U=1$ 。

10 集散控制系统

10.1 重点和难点

- 集散控制系统的产生、结构、特点、控制方式及发展趋势；
- 和利时 MACS 的系统结构、总线标准、工程师站、操作员站、组态软件等；
- 国内集散型控制系统——HS2000 系统的结构及组成特点；
- TDC3000 系统的结构组成，要求掌握三条通讯网络的基本特性以及挂接在相应网络上的各种类型模块的基本性能。

10.2 内容提要

10.2.1 集散控制系统(DCS)

集散控制系统(DCS)是计算机控制领域的主流。本章的主要内容有 DCS 的技术概述、控制站、操作员站、工程师站和应用设计。

1. DCS 的技术概述

DCS 的技术概述讨论了 DCS 的产生过程、发展历程、特点和优点，并分析了 DCS 的分散控制和集中管理的设计思想、分而自治和综合协调的设计原则。还讨论了 DCS 的层次结构和网络结构，基本构成为直接控制层和操作监控层，可以扩展生产管理层和决策管理层；相应的基本网络(CNET)，可以扩展生产管理网络(MNET)和决策管理网络(DNET)，从而构成控制和管理的一体化系统。

2. DCS 的控制站

DCS 的控制站是 DCS 的基础，其功能是输入、输出、运算、控制和通信，本篇叙述了控制站的硬件和软件。控制站的硬件由输入输出单元(IOU)、主控单元(MCU)和电源 3 个部分组成。其中输入输出单元(IOU)是控制站的基础，由各种类型的输入输出处理(IOP)模板或模块组成；主控单元(MCU)是控制站的核心，有控制站的软件由系统软件和应有软件组成。应用软件的用户表现形式是各类功能块，本篇叙述了输入功能块、输出功能块、运算功能块、连续控制功能块、逻辑控制功能块和顺序功能块。这些功能块的实体在控制站，功能块的组态在工程师站上完成，形成组态文件再下装到控制站，然后在控制站运行功能块。

3. DCS 的操作员站

DCS 的操作员站是工艺操作员的人机界面，其功能是操作、监视和管理，本篇叙述了操作员站的硬件和画面。操作员站的硬件由主机设备和外部设备组成。操作员的画面分为通用画面、专用画面、趋势画面和报警画面，专用画面有主控系统画面、数据采集系统画面、操作指导画面和控制回路画面，管理画面有操作员操作记录、过程点报警记录、系统设备状态记录、系统设备错误记录、事故追忆记录、系统设备状态和功能块汇总画面。这些画面的组

态在工程师站上完成再装载到操作员站运行画面。

4. DCS 的工程师站

DCS 的工程师站是控制工程师的人机界面,其功能是组态、绘图和编程。本篇首先介绍了工程师的硬件和软件组成,然后叙述了系统设备组态、控制功能块组态和操作画面组态。尽管控制功能块组态或控制回路的构成在工程师站上实现,但构成控制回路的功能块仍然在运行,也就是说功能块的实体在控制站。与此类似,操作画面组态在工程师站上实现,但操作画面仍然在操作员站上运行。

5. DCS 的应用设计

DCS 的应用设计目标分为低、中、高三档。低档是采用常规控制策略,达到基本控制要求,保证安全、平稳地生产;中档是采用先进控制策略,实现装置级的局部优化控制;高档是实现控制和管理一体化,建立公司级的全局优化控制和管理系统。这三档体现在控制水平、操作方式、系统结构和仪表选型 4 个方面。

DCS 的应用性能评估分为可靠性、实用性、先进性、成熟性、适应性、开放性、继承性、维修性、可信性和经济性等 10 个方面,其目的是从众多 DCS 产品中选择一种性能价格比最优的产品。

DCS 的应用工程设计内容主要有系统设备的配置、输入输出点表的设计、控制回路的设计和操作画面的设计。DCS 的应用工程实施主要有仪表设备安装、输入输出点的组态调试、控制回路的组态调试和操作画面的组态调试。

10.2.2 现场总线控制系统

FCS 和 DCS 的应用设计类似,区别在于 FCS 的现场控制层的应用设计。现场控制应用设计的主要内容有现场控制层的设备的配置、现场总线回路的设计、现场总线网络的接线、现场总线设备的安装。

现场控制层设备的配置应满足输入、输出、控制和运算的要求,主要设备是现场总线仪表和现场总线辅助设备。其中现场总线仪表有变送器和执行器,现场总线辅助设备有总线电源、电源阻抗调理器、本质安全栅、终端器、中继器和网桥。每条总线段的设计应遵循的原则:一是构成控制回路的功能块在一现场总线段的各台现场总线仪表内,二是满足现场总线段的物理层协议及网络拓扑结构规范,三是保证每台现场总线仪表有足够的总线供电电压。

10.3 DCS 设计实例

DCS 的应用领域十分广泛,如石油、化工、发电、冶金、轻工、制药和建材等领域,现已成为工程工业的主流控制系统,按需要可以构成小、中、大系统。DCS 系统功能的发挥取决于应用设计的水平。本节以某火力发电厂的锅炉控制为例,叙述 DCS 的应用工程设计和应用工程实施。

10.3.1 DCS 的应用工程设计

DCS 的应用工程设计的主要内容有系统设备的配置、输入输出电表的设计、控制回路的设计、操作画面的设计。某火力发电厂的控制系统主要有锅炉、汽轮机、发动机、输煤和供

水等,限于篇幅,本书仅以锅炉控制为例。

1. 系统设备的配置

根据生产过程对控制和管理的要求,分别对 DCS 的直接控制层、操作监控层、生产管理层的决策层进行功能设计,提出具体指标,并确定各层的设备配置。某火力发电厂的 DCS 项目分两期实施,第一期实现单元机组控制,第二期实现全厂管理。为此,第一期只需配置控制层和操作监控层的设备。

(1) 直接控制层设备配置

直接控制层的主要设备是控制站,其功能是输入、输出、运算和控制,应用设计者针对这 4 项功能提出设计要求,以便确定控制站的配置。

① 输入输出信号点统计

应用设计者分析生产工艺流程,按输入输出信号类型、控制及监控类型以列表的形式统计信号点,其目的是用于配置输入输出模板或模块。例如,表 10.1 列出某火力发电厂的锅炉控制的输入和输出信号点。

一般输入输出信号分为模拟量输入(AI)、模拟量输出(AO)、数字量输入(DI)、数字量输出(DO)、串行接口(SI)、特殊输入和输出信号。其中模拟量输入(AI)又分 2 线制 4~20 mA(外供电,即由 DCS 提供 24VDC 电源)、4 线制 4~20 mA(自供电,即测量仪表自带电源)、热电偶(TC)、热电阻(RTD)、脉冲输入(PI)、现场总线数字仪表(如 FF-H1、HART);模拟量输出(AO)一般采用 4~20 mA;数字量输入(DI)又分为无源干接点和有源电平;数字量输出(DO)一般采用继电器,其接点负载可以分为 24VDC/1A 或 AC/3A;串行接口(SI)种类比较多,常用的有 RS-232、RS-422、RS-485 等,另外还有各种控制设备的串行接口;特殊输入和输出信号要单独统计,并给出具体性能指标及要求。

表 10.1 输入和输出信号分类统计

信号类型		控制		监视			合计
		10 #	11 #	12 #	13 #	14 #	
AI	4~20 mA(2 线制)	48	24		30	144	246
	4~20 mA(4 线制)	16	8		10	32	66
	热电偶(TC)		16	48	32	32	128
	热电阻(RTD)		16		64	16	96
AO	4~20 mA	32	16			16	64
DI	干接点	64	32	160	64		320
DO	继电器	32	32			32	96
SI	RS-485	2	2				4
合计		194	146	208	200	272	1020

工程设计中一般按生产装置和设备来配置控制站,此时就要按装置或设备统计输入输出信号点。例如,表 10.1 中按 5 台控制站 10 #~14 # 分别统计输入输出信号点。

② 功能块统计

控制站的功能块分为输入功能块、输出功能块、运算功能块、连续功能块、逻辑功能块和顺序功能块,其中输入和输出信号点的个数就是上述输入和输出信号点的个数,所以只需统

计后 4 类功能块的个数。后 4 类功能块的个数取决于控制回路或控制策略,所以首先要根据生产工艺过程对控制的要求,设计控制回路或控制策略,然后才能统计所用功能块的个数。对于特殊的控制算法,可能无法用控制站所提供的功能块来实现,那就必须用控制语言编程。

③ 控制站的配置

控制站主要由主控单元(MCU)、输入输出单元(I/O)和电源 3 部分组成,其中 MCU 和电源必须冗余或非冗余,这取决于输入和输出信号分类统计表(如表 10.1 所示)。监视信号采用非冗余配置,控制信号采用冗余配置,即 2 块信号处理板互为备用。例如,8 点非冗余 AI 信号只需配 1 块 AI 板,8 点冗余 AI 信号必须配 2 块 AI 板。

为了便于将来扩充 I/O 信号点,配置 I/O 模块时要注意两条:一是 I/O 信号统计点数增加 10% 的备用量,二是 I/O 模板插槽预留 20% 的备用空间。

控制站是 DCS 的基础,其可靠性尤为重要。为确保控制站安全稳定地工作,配置控制站时要注意三条:一是处理容量或 CPU 负荷一般不超过 70%,二是通信容量一般不超过 60%,三是电源负载一般不超过 50%。

工程设计中一般按生产装置或设备来配置控制站,这样控制站可以就地安装,便于安装调试、节省资金;另外还要考虑输入输出信号点数,运算功能块、连续控制功能块、逻辑控制功能块和顺序控制功能块个数均衡分配。

(2) 操作监控层设备配置

操作监控层的主要设备是工程师站(ES)、操作员站(OS)和监控计算机站(SCS)。根据生产过程和操作监控的要求,一般配置一台工程师站、若干台操作员站,如果有先进控制和协调控制,那就要配置监控计算机站。

操作员站提供各类操作画面,每台操作员站处理画面的容量是有限的,设计者按画面种类和数量统计决定配置几台操作员站。另外还要考虑每个操作员负责操作多少个控制回路,每台操作员站操作的控制回路个数不宜过多,否则操作员过于频繁操作,既劳累又易出错。为了操作方便和操作安全,可以按生产装置或设备来配置操作员站。也就是说,根据画面数量、控制回路个数和生产装备或设备,决定配置几台操作员站。

工程师站用于组态和调试。在 DCS 现场投运调试阶段,可能经常要对组态内容作少量的修改,频繁使用工程师站。为了加快调试进度,通常在操作员站上再转载工程师站组态软件,使其同时具有操作员站和工程师站两种功能。

对工程师站、操作员站、监控计算机站的硬件和软件提出具体配置要求,例如,CPU 型号及主频、内存型号及主频、内存容量、硬盘容量、光盘性能、通信网络接口、操作系统及其配套软件。

打印机的配置取决于打印信息的类型,一般报表和事故打印分别用两台不同的打印机。事故打印随时打印,一般选用针式打印机,因其用折叠式打印纸,可以连续用纸,而且便于保存打印资料。报表打印定时打印,可以选用针式打印机、喷墨打印机或激光打印机。

某火力发动机厂锅炉控制系统的 DCS 设备配置如图 10.1 所示。其中直接控制层配置了 5 台控制站,控制站 10# 和 11# 用于主控系统(MCS),控制站 12# /13# 和 14# 用于数据采集系统(DAS);操作监控层配置了 4 台操作员站和 1 台工程师站,均选用工业 PC,4 台操作员站共享 1 台针式打印机,工程师站配置了激光打印机和以太网卡,便于第二期扩展生

产管理层。

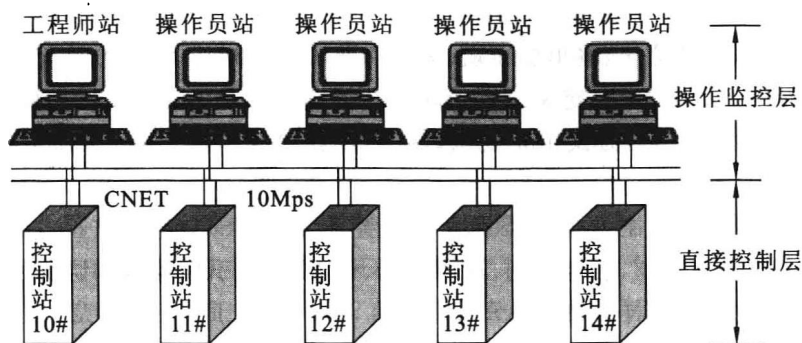


图 10.1 某火力发电厂锅炉控制系统的 DCS 体系结构

(3) 生产管理层和决策管理层设备配置

DCS 的基本构成是直接控制层和操作监控层，另外还可以扩展生产管理层和决策管理层。DCS 的直接控制层和操作监控层有定型产品供用户自由选择，而生产管理层和决策管理层的设备无定型产品。这是因为管理没有统一的模式，所以必须由用户自行设计这两个管理层的结构。

DCS 制造厂控制网络(CNET)与生产管理网络(MNET)之间的硬件、软件接口，再由用户根据管理需要配置生产管理层和决策管理层的设备，建立计算机集成制造系统(CIMS)或计算机集成过程系统(CIPS)。

某火力发电厂的 DCS 项目分两期实施，第一期实现单元机组控制，第二期实现全厂管理，此时才需配置生产管理层和决策管理层的设备。

2. 输入输出点表的设计

与现场仪表、传感器和执行器对应的输入输出功能块表设计的主要内容有定义工位号、量程、单位、参数、特性和描述等，其目的是用作相应的输入输出功能块的组态，所以要按照组态要求逐项填写点表，并附加文档说明。输入点又分为模拟量输入(AI)和数字量输入(DI)，输出点又分为模拟量输出(AO)和数字量输出(DO)。

(1) 模拟量输入(AI)点表

模拟量输入(AI)类型分为高电平模拟量输入(4~20 mA 或 0~10 mA)、热电偶或 mV、电热阻、脉冲等，必须按点类型分别设计点表。这些点表的公共内容有工位号、地址(板号和点号)、量程、单位、报警限值、描述符等，每类点还有特殊参数。例如，热电偶点要指明热电偶类型(如 B、S、R、K、E、J、T)，热电阻点要指明热电阻类型(如 Pt100、CU50)。

(2) 数字量输入(DI)点表

DI 点表的主要内容有工位号、正/反方向、信号类型、描述符等，其中信号类型分为状态、锁存和累加。

(3) 模拟量输出(AO)点表

AO 点表的主要内容有工位号、正反方向、线性或非线性、描述符等，其中非线性要给出折线段点坐标。

(4) 数字量输出(DO)点表

DO 点表的主要内容有工位号、正反方向、状态或脉宽调制输出、描述符等，其中脉宽调

制输出要给出控制周期 T_c 。

3. 控制回路的设计

控制回路由输入功能块、输出功能块、运算功能块和控制功能块组成,前两种已叙述,所以控制回路设计的主要内容是定义运算功能块和控制功能块的工位号、输入输出端、参数、特征和描述等,再按照图形方式组态要求画控制回路结构图,另外还要有参数表格和文档说明。

某火力发电厂锅炉控制系统 DCS 承担的主控系统(MCS)有给水控制、过热器蒸汽温度控制、再热器蒸汽温度控制、燃烧控制、送风控制、送水控制、引风控制和协调控制 7 个部分,另外还承担机组的数据采样系统(DAS)功能。

该机组的主控系统(MCS)采用连续控制和逻辑控制的综合方式。限于篇幅,下面仅仅分析汽包水位控制和过热器蒸汽温度控制。

(1) 汽包水位控制

现以图 10.2、图 10.3 和图 10.4 所示的汽包水位控制为例,分析其工作原理。采用两个给水调节阀 V1 和 V2,当系统启动或主蒸汽流量 $<30\%$ 时,选用气动阀 V1;当系统负荷增加到主蒸汽流量 $>33\%$ 时,选用主阀 V2;当主蒸汽流量为 $30\% \sim 33\%$,这时处于 V1 和 V2 的切换过渡期间,并保证无忧动切换,即一只给水阀 V1 流量的减少等于另一只给水阀 V2 流量的增加。

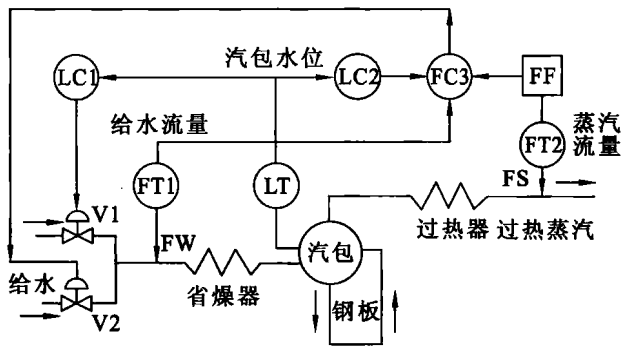


图 10.2 汽包水位控制原理图

对这两只给水调节阀 V1 和 V2 分别采用单冲量和三冲量控制方案。其中,单冲量控制方案为汽包水位的单回路控制,PID 调节器为 LC1 或 FWC8PID1;三冲量控制方案为汽包水位、给水流量和主蒸汽流量的串级控制,PID 调节器为 LC2 和 FC3,或 FWC8PID2 和 FWC8PID3,主蒸汽流量经前馈补偿器 FF 作为副调节器 FC3 的前馈量;控制原理图和控制回路图分别如图 10.2 和图 10.3 所示。在图 10.3 中,前馈输入量为主蒸汽流量,用折线函数功能块 FX04、微分功能块 DT01 和加法功能块 FWC8A001 组成前馈补偿器,前馈量作为副调节器 FWC8PID3 的输入补偿(IC)量。

在汽包水位控制回路图 10.3 中,不仅有 PID 控制功能块和运算功能块,而且有逻辑控制信号,即 PID 控制功能块和运算功能块的工作状态受到相关逻辑信号的控制。具体分析如下:

当逻辑信号 C103A 为 ON 状态时,将 PID 控制功能块 FWC8PID1 置为自带(A)工作方式;当逻辑信号 C101 为 ON 状态时,将 PID 控制功能块 FWC8PID1 置为跟踪(TRACK)

工作方式,此时器输出与控制量 OV 跟踪启动阀 V1 的实际阀位,该阀位经手操器、无忧切换功能块 FWC8ND03 和信号选择功能块 SS05 处理作为跟踪量 FWC8TK01。

当逻辑信号 C104A 为 ON 状态时,将 PID 控制功能块 FWC8PID2 置为自动(A)工作方式;当逻辑信号 C112 为 ON 状态时,将 PID 控制功能块 FWC8PID2 置为跟踪(TRACK)工作方式;此时其输出控制量 OV 跟踪给水流量,经除法功能块 D106 进行信号匹配处理后作为跟踪量 FWC8TK02。

当逻辑信号 C102C 为 ON 状态时,将 PID 控制功能块 FWC8PID3 置为串级(C)工作方式;当逻辑信号 C102 为 ON 状态时,将 PID 控制功能块 FWC8PID3 置为跟踪(TRACK)工作方式,此时其输出控制量 OV 跟踪主阀 V2 的实际阀位;如果在 V1 和 V2 的切换过渡期间,那就跟踪 V1 和 V2 中最大阀位,这两个阀位经手操器和信号高选功能块 HS01 处理作为跟踪量 FWC8TK03。

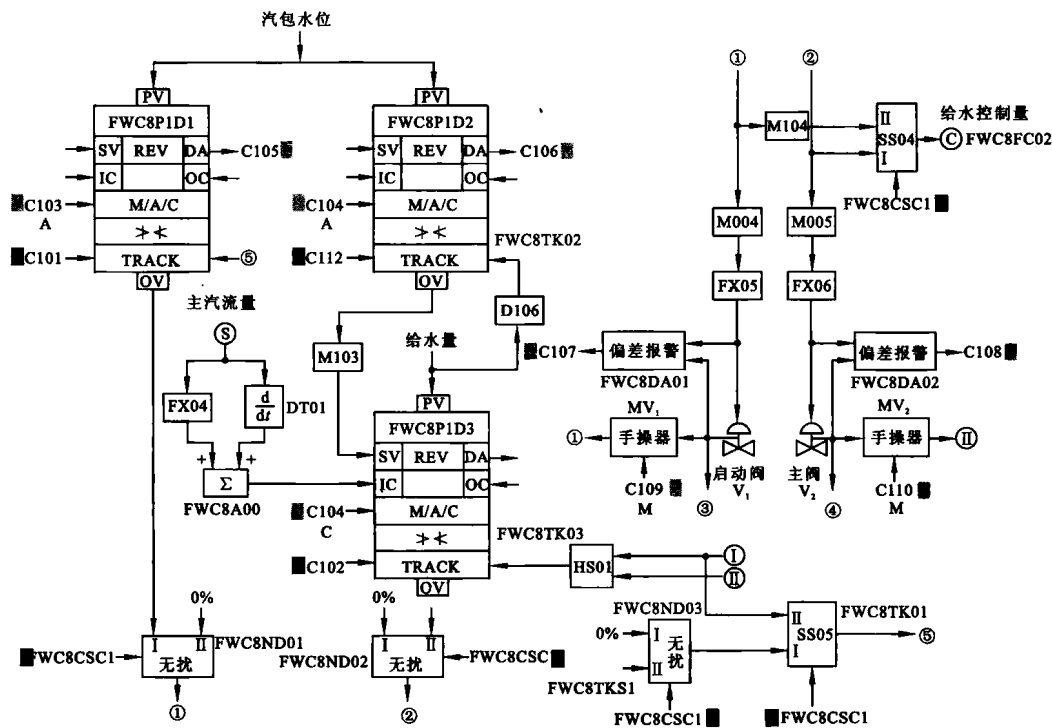


图 10.3 汽包水位控制回路图

在图 10.3 中,逻辑信号名前用方块标志,以与模拟信号区分。与图 10.3 对应的逻辑控制系统原理图,如图 10.4 所示。为了保证汽包水位控制系统能够安全稳定地运行,采用了连续控制和逻辑控制相结合的综合系统。另外,还为给水调节阀 V1 和 V2 分别配置了手操器 MV1 和 MV2,当控制回路出现故障或控制品质较差时,将手操器切为手动方式,就可以用它来直接操作给水调节阀,并保证手动和自动之间的双向无忧切换。

汽包水位逻辑控制系统(如图 10.4 所示)中的逻辑输入信号有以下 14 个。

① C105:当单冲量控制时,汽包水位与 PID 控制功能块 FWC8PID1 设定值之间的偏差大于某个值,使 C105 为 ON 状态,该信号由 PID 控制功能块 FWC8PID1 自动产生。这表明汽包水位控制品质较差,需要采用相应的措施。

- ② C107:当给水调节阀 V1(启动阀)的实际阀位信号与 PID 控制功能块 FWC8PID1 输出的控制量之间的偏差大于某个值时,使偏差报警的输出 C107 为 ON 状态。这表明给水调节阀 V1(启动阀)与控制量不同步,需要检修。
- ③ C106:当三冲量控制时,汽包水位与主调节器 FWCPID2 设定值之间的偏差大于某个值,使 C106 为 ON 状态,该信号由 PID 控制功能块 FWC8PID2 自动产生。这表明汽包水位控制系统品质较差,需要采用相应的措施。
- ④ C108:当给水调节器 V2(主阀)的实际阀位信号与 PID 控制功能块 FWC8PID3 输出的控制量之间的偏差大于某个值时,使偏差报警的输出 C108 为 ON 状态。这表明给水调节阀 V2(主阀)与控制量不同步,需要检修。

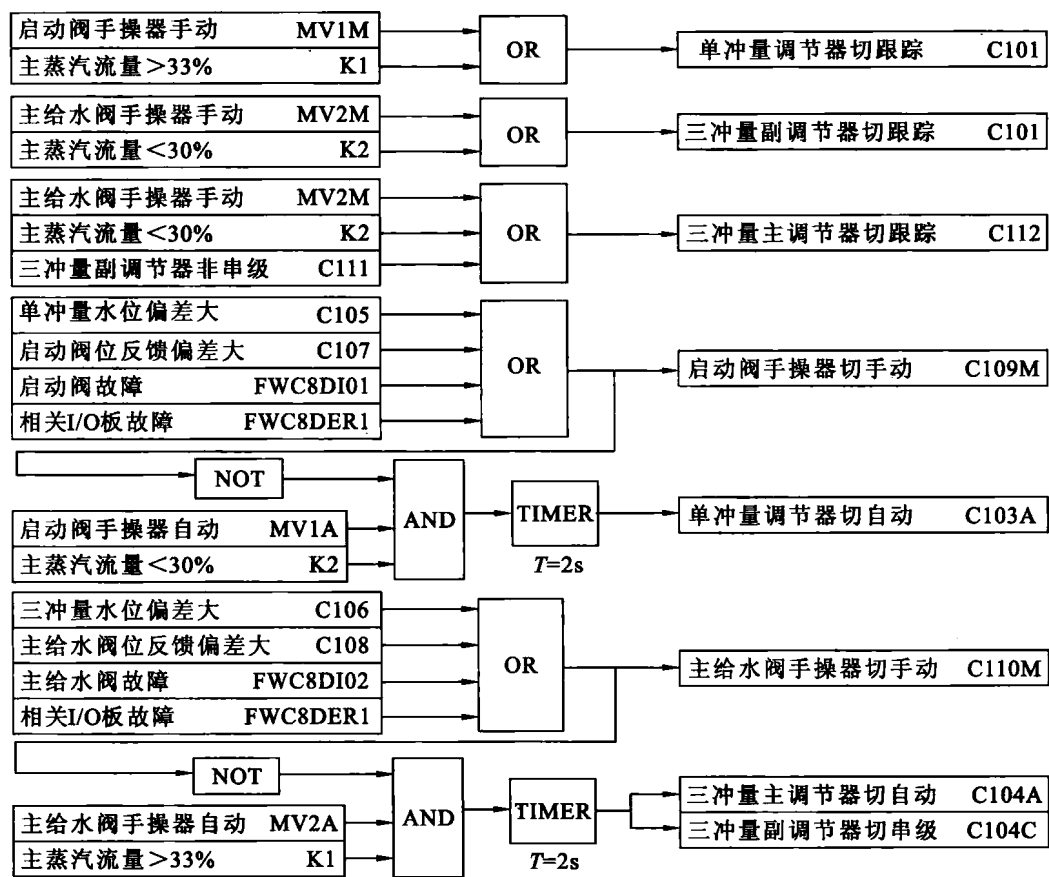


图 10.4 汽包水位逻辑控制图

- ⑤ C111:当三冲量控制时,副调节器 FWC8PID3 处于非串级 C(即手动 M 或自动 A)工作状态时,使 C111 为 ON 状态,该信号由 PID 控制功能块 FWC8PID3 自动产生。
- ⑥ MV1M:当手操器 MV1 处于手动状态时,使 MV1M 为 ON 状态。
- ⑦ MV1A:当手操器 MV1 处于自动状态时,使 MV1A 为 ON 状态。
- ⑧ MV2M:当手操器 MV2 处于手动状态时,使 MV2M 为 ON 状态。
- ⑨ MV2A:当手操器 MV2 处于自动状态时,使 MV2A 为 ON 状态。
- ⑩ FWC8DI01:当给水调节阀 V1(启动阀)发生故障时,使 FWC8DI01 为 ON 状态。

- ⑪ FWC8DI02:当给水调节阀 V2(主阀)发生故障时,使 FWC8DI02 为 ON 状态。
- ⑫ FWC8DER1:当控制站内相关 I/O 板发生故障时,使 FWC8DER1 为 ON 状态。
- ⑬ K1:主蒸汽流量大于 33%,使 K1 为 ON 状态。
- ⑭ K2:主蒸汽流量小于 30%,使 K2 为 ON 状态。

汽包水位逻辑控制系统(如图 10.4 所示)中的逻辑输出信号有以下 8 个。

① C101:当给水调节阀 V1(启动阀)的手操器 MV1 处于手动状态(MV1M=ON),或主蒸汽流量大于 33%(K1=ON)时,立即使单冲量调节器切跟踪信号 C101 为 ON 状态。

② C102:当给水调节阀 V2(主阀)的手操器 MV2 处于手动状态(MV2M=ON),或主蒸汽流量小于 30%(K2=ON)时,立即使三冲量副调节器切跟踪信号 C102 为 ON 状态。

③ C112:当给水调节阀 V2(主阀)的手操器 MV2 处于手动状态(MBV2M=ON)或主蒸汽流量小于 30%(K1=ON),或三冲量副调节器非串级(C111=ON)时,立即使三冲量主调节器切跟踪信号 C112 为 ON 状态。

④ C109M:当单冲量控制时,汽包水位与 PID 控制功能块 FWC8PID1 设定值之间的偏差大于某个值(C105=ON),或启动阀 V1 阀位反馈偏差大(C107=ON),启动阀 V1 发生故障(FWC8DI01=ON),或控制站内相关 I/O 板发生故障(FWC8DER1=ON),立即使启动阀手操器切手动信号 C109M 为 ON 状态。此时手操器 MV1 处于手动故障状态,可以人工调节给水调节阀 V1(启动阀),使汽包水位达到设定值。

⑤ C103A:当启动阀(V1)手操器切手动信号不满足(C109M=OFF),启动阀(V1)手操器处于自动工作状态(MV1A=ON),主蒸汽流量小于 30%(K2=ON),即当这 3 个条件都满足时,立即使单冲量调节器 FWC8PID1 切自动信号 C103A 为 ON 状态,此信号维持 ON 状态时间为 2s,由定时器 TIMER 设置。

⑥ C110M:当三冲量控制时,汽包水位与 PID 控制功能块 FWC8PID2 设定值之间的偏差大于某个值(C106=ON),或主给水阀 V2 阀位偏差大(C108=ON),或主水位给水阀 V2 发生故障(FWC8DI02=ON),或控制站内相关 I/O 板发生故障(FWC8DER1=ON),立即使主给水阀切手动信号 C110M 为 ON 状态。此时手操器 MV2 处于手动工作状态,可以人工条件给水调节阀 V2(主阀),使汽包水位达到设定值。

⑦ C104 和 C104C:当主给水阀(V2)手操器切手动信号不满足(C110M=OFF),主给水阀(V2)手操器处于自动工作状态(MV2A=ON),主蒸汽流量大于 33%(K1=ON),即当这 3 个条件都满足时,立即使三冲量主调节器 FWC8PID2 切自动信号 C104A 为 ON 状态以及副调节器 FWC8PID3 切串级信号 C104C 为 ON 状态。这两个信号维持 ON 状态的时间为 2s,有定时器 TIMER 设置。

通过上述分析说明和设计原理图 10.2~图 10.4,十分清楚地表达了汽包水位控制系统的设计目的或设计意图。下面还有两项工作,一是将图 10.3 用图形方式的功能块组态图来表示,并为每个功能块填写组态参数表;二是将图 10.4 用逻辑梯形图或逻辑功能块图来表示,并为其中的功能元件填写组态参数表。

图 10.3 中除 PID 控制功能块外,还有下列运算功能块:折现函数功能块 FX04、FX05 和 FX06,乘法功能块 M103、M104、M004 和 M005,除法功能块 D106,微分功能块 DT01,偏差报警功能块 FWC8DA01 和 FWC8DA02,加法功能块 FWC8A001,信号选择功能块 SS04 和 SS05,信号高选功能块 HS01,无忧切换功能块 FWC8ND01、FWC8ND02 和 FWC8ND03。

(2) 过热器蒸汽温度控制

现以图 10.5、图 10.6 和图 10.7 所示的过热器蒸汽温度控制为例,分析其工作原理。该系统的主要设备有过热器 1、减温器、过热器 2、减温水调节阀 V221,过热器后温度 T_1 作为主被控制,被减温器后温度 T_2 作为副被控量,主、副调节器 TC1 和 TC2 构成串级控制回路,并将过热蒸汽流量 F 通过前馈补偿器 FF 作为前馈量。

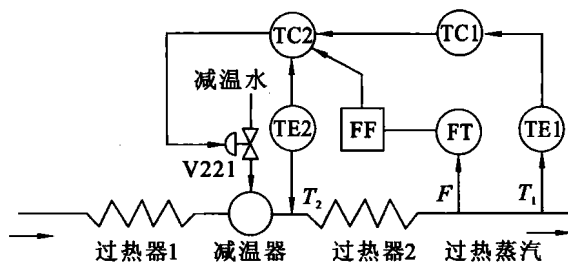


图 10.5 过热器蒸发温度控制原理图

根据过热器蒸汽温度控制原理图(如图 10.5 所示)设计器控制回路图,如图 10.6 所示。该图中调节器为 STC8PID2,除法器 D101、函数发生器 FX01、除法器 M102 和 M001 组成的偏差报警的输出 C213 为 ON 状态。该图中不仅有 PID 控制功能块和运算功能块,而且有逻辑控制信号,即 PID 控制功能块的工作状态受到相关逻辑信号的控制。具体分析如下:

当逻辑信号 C211A 为 ON 状态时,将 PID 控制功能块 STC8PID1 置为自动(A)工作方式;当逻辑信号 C216 为 ON 状态时,将 PID 控制功能块 STC8PID1 置为跟踪(TRACK)工作方式,此时其输出控制量 OV 跟踪减温器后蒸汽温度 RDT1110,经除法功能块 D103 进行信号配处理后作为跟踪量 STC8TK01。

当逻辑信号 C211C 为 ON 状态时,将 PID 控制功能块 STC8PID2 置为串级(C)工作方式;当逻辑信号 C210 为 ON 状态时,将 PID 控制功能块 STC8PID2 置为跟踪(TRACK)工作方式,此时其输出控制量 OV 跟踪减温水调节阀 V221 的实际阀位 STC8TK02。

在图 10.6 中,逻辑信号名前用方块标志,以便与模拟信号区分。与图 10.6 对应的逻辑控制原理图如图 10.7 所示。为了保证过热器蒸发温度控制系统能够安全稳定地运行,采用了连续控制和逻辑控制相结合的综合系统。另外,还为减温水调节阀 V221 配置了手操器 MV221,当控制回路出现故障或控制品质较差时,将手操器切为手动方式,就可以用它来直接操作减温水调节阀,并保证手动和自动之间的双向无平衡无扰动切换。

① C212:当过热蒸汽温度 RDT1109 与主调节器 STC8PID1 设定值之间的偏差大于某个值时,使 C212 为 ON 状态,该信号由 PID 控制功能块 STC8PID1 自动产生。这表明过热蒸汽温度控制系统的控制品质较差,需要采用相应的措施。

② C213:当减温水调节阀 V221 的实际阀位信号与副调节器 STC8PID2 输出的控制量之间的偏差大于某个值时,使偏差报警的输出 C213 为 ON 状态。这表明减温水调节阀与控制量不同步,需要检修。

③ C215:当副调节器 STC8PID2 处于非串级 C(即手动 M 或自动 A)工作状态,使 C215 为 ON 状态,该信号由 STC8PID2 自动产生。

④ MV221M:当手操器 MV221 处于手动状态时,使 MV221M 为 ON 状态。

⑤ MV221A:当手操器 MV221 处于自动状态时,使 MV221A 为 ON 状态。

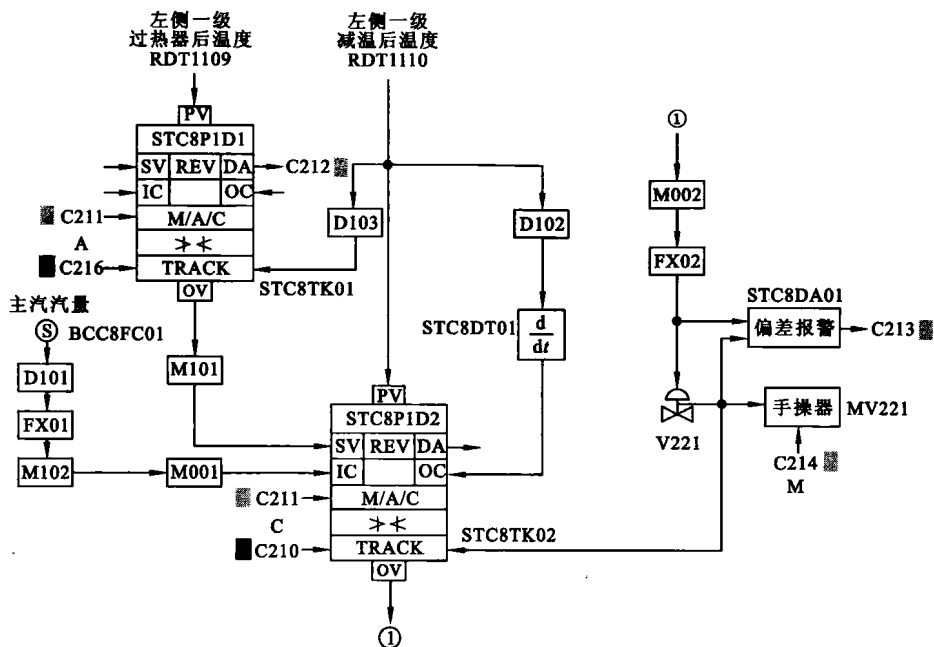


图 10.6 过热器蒸汽温度控制回路

⑥ STC8DIL1:当减温水阀发生故障时,使 STC8DIL1 为 ON 状态。

⑦ STC8DER1:当控制站内相关 I/O 板发生故障时,使 STC8DER1 为 ON 状态。

过热器蒸汽温度逻辑控制系统(如图 10.7 所示)中的逻辑输出信号有以下 5 个:

① C210:当减温水调节器 V221 的手操器 MV221 处于手动工作状态(MV221M=ON)时,立即使副调节器切跟踪信号 C210 为 ON 状态。此时副调节器 STC8PID2 的输出 OV 跟踪减温水调节阀 V221 的实际阀位信号 STC8TK02,其目的是为 STC8PID2 无扰动切换到手动(M)、自动(A)或串级(C)状态做准备。

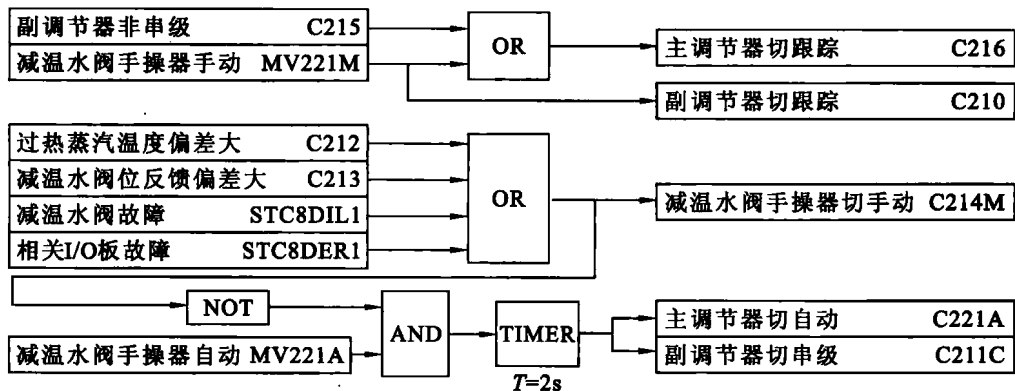


图 10.7 过热器蒸汽温度逻辑控制图

② C216:当减温水调节阀 V221 的手操器 MV221 处于手动状态(MV221=ON),或副调节器 STC8PID2 处于非串级 C(即手动 M 或自动 A)工作状态(C215=ON)时,立即使主调节器切跟踪信号 C216 为 ON 状态。此时主调节器 STC8PID1 的输出 OV 跟踪减温器后

蒸汽温度 RDT1110,其目的是为 STC8PID2 无忧动切换到串级(C)状态做准备。

③ C214M:当过热蒸汽温度偏差大($C212 = ON$),或减温阀位反馈偏差大($C213 = ON$),减温水阀发生故障($STC8DIL1 = ON$),或控制站内相关 I/O 板发生故障($STC8DER1 = ON$)时,立即使减温水阀手操器切手动信号 C214M 为 ON 状态,此时手操器 MV221 处于手动工作状态,可以人工调节减温水调节阀 V221,使过热蒸汽温度达到设定值。

④ C211A 和 C211C:当减温水调节阀 V221 的手操器 MV221 处于自动工作状态($MV221A = ON$),减温水阀手操器切手动信号不满足($C214M = OFF$)时,即当这两个条件都满足时,立即使主调节器自动信号 C211A 为 ON 状态以及副调节器切串级信号 C211C 为 ON 状态。这两个信号维持 ON 状态的时间为 2s,由定时器 TIMER 设置。

通过上述分析说明以及设计原理图 10.5~图 10.7,十分清楚地表达了过热器蒸汽温度控制系统的设计目的或设计意图。下面还有两项工作:一是将图 10.6 用图形方式的功能块组态来表示,并为每个功能块填写组态参数表;二是将图 10.7 用逻辑梯形图或逻辑功能图的组态来表示,并为其中的功能原件填写组态参数表。

图 10.6 中除 PID 控制功能外,还有下列运算功能块:折线函数功能块 FX01 和 FX02,乘法功能块 M101、M102、M001 和 M002,除法功能块 D101、D102 和 D103,微分功能块 STC9DT01,偏差报警功能块 STC8A01。

4. 操作画面的设计

操作画面的设计过程是:首先按照工艺流程、操作和管理规划分每幅画面所包含的设计、测量点、控制点、操作点和动画点等,以及画面之间的联系和调用;然后在方格纸上按比例画出草图,并附加文字说明描述画面的功能、背景颜色和图片颜色等;最后汇集工艺、设备、操作、管理和控制方面的技术人员讨论。

操作画面的功能划分取决于工艺流程、操作考核管理规程。例如,某火力发电机组由锅炉、汽轮机和发电机三大主体设备组成,其中锅炉的操作显示画面可以划分为给水系统、汽包水位系统、过热器系统、再热器系统、燃烧系统、送风系统、引风系统和辅助系统。每类系统又可以划分为多幅画面。

例如,某火力发电锅炉的燃烧系统分为 4 层,每层的 4 角各有 1 台煤粉输送及燃烧装置。该系统的操作显示画面可以划分为 5 幅,其中 1 幅是燃烧总画面,4 层燃烧各有 1 幅。

再例如,某火力发电厂锅炉的过热器由大屏过热器、后屏过热器和高温过热器 3 个部分组成,并且分为左、右两个系列,共有 4 个减温器,分别对应左 1、左 2、右 1、右 2 这 4 组过热器蒸汽温度控制系统,相应的操作显示画面如图 10.8 所示。该画面的主体设备有 3 个过热器、4 个减温器、4 个减温水调节阀及管道。蒸汽来自汽包,经过热器后流向汽轮机。每组蒸汽温度串级控制系统有主、副 PID 控制器作为控制点,温度、压力、流量、阀位等工艺参数显示在测控点旁,一目了然。

每幅画面上有调用其他画面的操作键。例如,图 10.8 所示画面的标题栏第 2 行有调用与锅炉相关画面的操作键“协调系统”、“给水系统”、“燃烧系统”、“气温系统”、“过热器”、“再热器”;标题栏首行左侧和右侧两个按钮分别为“总画面”和“操作画面”调用钮,即从当前画面返回总画面及操作画面。总画面中有各类画面调用钮,每类画面又有子画面的调用画面。也就是说,系统中所有的画面调用联系在一起,操作员从一副画面可以进入系统中的任意一副画面。当然,画面的调用是分层的,逐层调用,层次分明,便于操作。

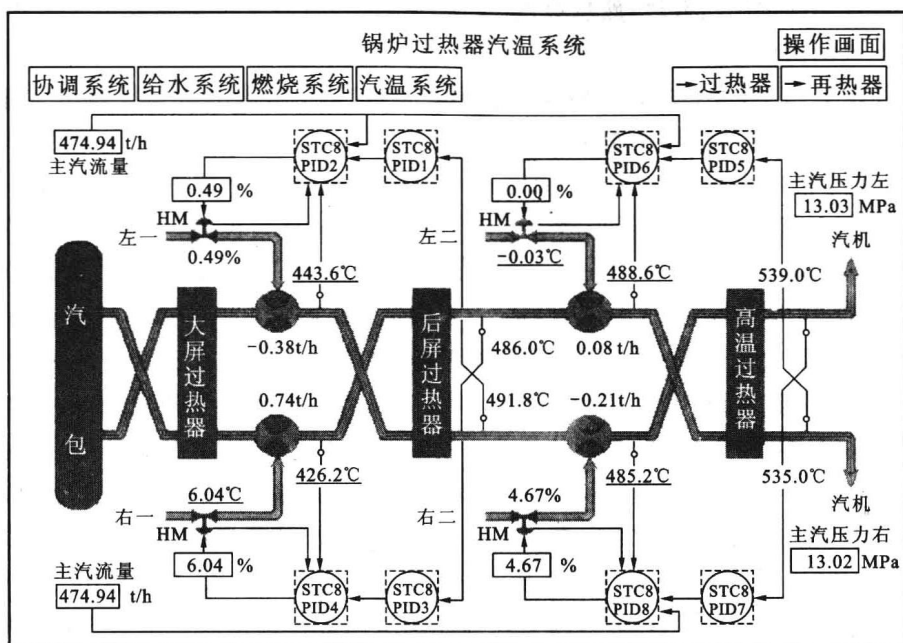


图 10.8 过热器蒸汽温度操作显示画面

10.3.2 DCS 的应用工程实施

DCS 的应用工程实施主要有仪表设备安装和应用调试,按调试类型可以分为硬件调试和软件调试,按调试方式可以分为离线调试和在线调试。硬件类调试包括系统设备、现场仪表和执行机构的调试;软件类调试主要是指组态调试,可以分为输入输出点的组态调试、控制回路的组态调试和操作画面的组态调试。

1. 仪表设备的安装

现场仪表控制室内设备的安装分为机械安装及电气接线两部分。

现场仪表的安装分为变送器、执行器、辅助设备的机械安装及电气接线。其中机械安装是指现场仪表的固定,电气接线又分为信号和电源接线。

控制室内设备的安装分为控制站、操作员站、工程师站和通信网络设备的机械安装及电气接线。其中机械安装是设备机柜和操作台的定位,电气接线分为信号、通信和电源接线。

现场仪表和控制站内输入输出模块之间信号接线。例如,现场压力变送器的信号线要连接到控制站内模拟量输入(AI)板的输入端;反之,控制站内模拟量输出(AO)板的输出端要连接到现场执行器的信号端。现场执行器又分为电气和气动调节阀,其中电气调节阀除了有接收 AO 板的输出信号接线外,还有驱动器的交流电源(220V AC)接线;气动调节阀除了有电气阀门定位器接收 AO 板的输出接线外,还有仪表气源管线。

2. 输入输出点的组态调试

输入点分为模拟量输入(AI)和数字量输入(DI),输出点分为模拟量输出(AO)和数字量输出(DO)。尽管输入输出点的组态调试方式因 DCS 而异,但其工作顺序仍然是首先依据输入输出点表的设计内容;再按照 DCS 输入输出点的组态要求及操作步骤进行组态,并

生成输入功能块和输出功能块;然后逐点进行调试,输入点在接线端加载输入信号,输出点在接线端测量输出信号。

一般情况下,人们总是按 I/O 模块进行组态调试,因为模块上的每个输入或输出点对应 DCS 内的一个输入或输出功能块。

例如,某高电平模拟输入(HLAI)模块有 8 个点 4~20 mA DC 输入信号,首先逐点组态,并生成 8 个模拟量输入功能块;然后逐点调试,如果某点量程为 0~200 kPa,在接线端依次加载 4 mA、8 mA、12 mA、16 mA、20 mA DC 输入信号,那么在 CRT 或 LCD 屏幕上该功能的过程变量 PV 应显示 0 kPa、50 kPa、100 kPa、150 kPa、200 kPa,当然会有输入误差,但必须在精确范围之内。反之,某高电平模拟量输出(HLAO)模块有 8 个点 4~20 mA DC 输出信号,首先逐点组态,并生成 8 个模拟量输出功能块;然后逐点调试,如果某点量程为 0%~100%,在 CRT 屏幕上将该功能块置为手动或调试方式,并在输出变量 OV 处依次设置 0%、25%、50%、75%、100%,该功能块对应的输出接线端应有 4 mA、8 mA、12 mA、16 mA、20 mA、DC 输出信号,首先逐点组态,并生成 8 个模拟量输出功能块;然后逐点调试,如果某点量程为 0%~100%,在 CRT 屏幕上将该功能块置为手动或调试方式,并在输出变量 OV 处依次设置 0%、25%、50%、75%、100%,那么该功能块对应的输出接线端应有 4 mA、8 mA、12 mA、16 mA、20 mA、DC 输出信号,当然会有输出误差,但必须在允许范围之内。

再例如,某数字输出量输入(DI)模块有 8 点无源干接点输入信号,首先逐点组态,并生成 8 个数字量输入功能块;然后逐点调试,如果在接线端用开关试验通或断状态,那么在 CRT 或 LCD 屏幕上该功能块的过程变量 PV 应分别显示 ON 或 OFF 状态。反之,某数字量输出(DO)模块有 8 点无源干接点输出信号,首先逐点组态,并生成 8 个数字量输出功能块;然后逐点调试,如果在 CRT 或 LCD 屏幕上将该功能块置为手动或调试方式,并在输出变量 OV 处依次设置 ON 或 OFF 状态,那么该功能块对应的输出接线端应有继电器接点的通或断信号。

输入输出点是 DCS 控制站与生成过程的信号接口,输入输出点或输入输出功能块也是构成控制回路和操作显示画面的基础,所以必须首先进行组态调试,保证输入输出信号符合精度要求。

3. 控制回路的组态调试

控制回路由输入功能块、运算功能块、控制功能块和输出功能块组成,一般采用图形方式组态,并附有窗口及填表功能。尽管控制回路的组态调试方式因 DCS 而异,但其工作顺序仍然是首先依据控制回路的设计内容;再按照 DCS 的组态要求及操作步骤进行组态,生成控制回路组态文件,下装到控制站运行;然后对控制回路进行调试。其调试步骤因控制回路而异,有的简单,有的却很复杂。

控制回路的组态内容除了上述输入功能块和输出功能块外,主要是对运算功能块、连续功能块和逻辑功能块组态,其中逻辑控制功能块组态分为逻辑梯形图和逻辑功能块图。一般情况下,输入功能块、运算功能块、连续功能块和输出功能块统一采用功能块连线的图形组单独组态,对连续控制部分组态时要用到逻辑变量,通过逻辑变量使这两部分之间建立联系。

控制回路的调试比较复杂,因回路而异,并无统一模式。如果 DCS 提供仿真调试软件,则可以离线调试;否则,只能在生产过程试运行逐回路调试,那时生成设备处于工作状

态,调试者的责任重大,并带有危险性,所以调试前必须认真分析并制定完备的调试方案,确保人身安全和设备安全。

控制回路的调试可以在操作显示画面上进行,如图 10.8 所示。该画面可以对 4 组过热器蒸汽温度控制回路进行调试。为了调试方便,可以设计控制回路调试画面,如图 10.9 所示。

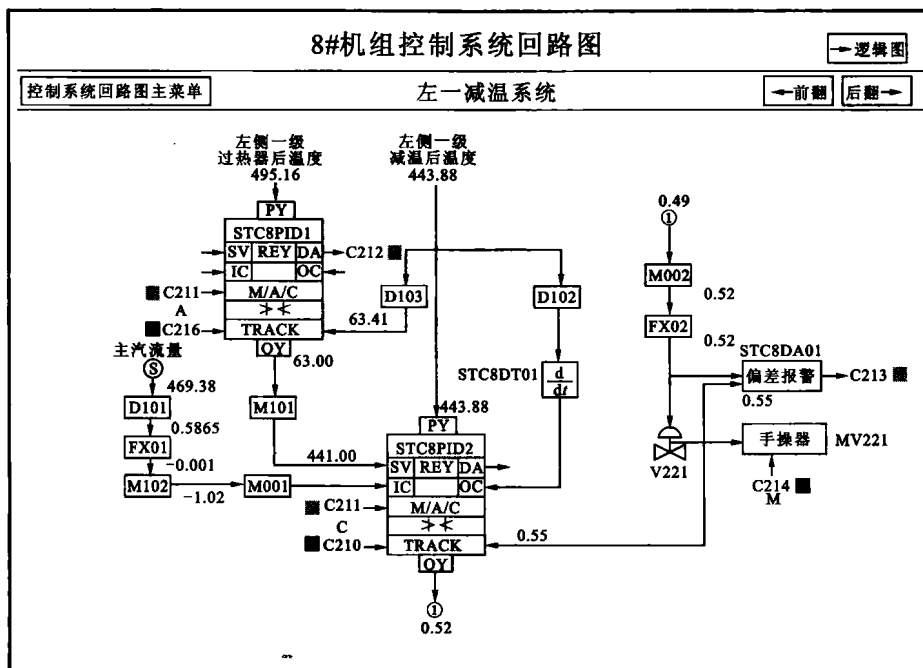


图 10.9 过热器蒸汽温度控制回路图

控制回路调试画面(如图 10.9 所示)上有操作点和现实点,所有与回路有关的控制点都有显示,连续信号用数字显示,逻辑信号用红色或绿色方块分别显示 ON 或 OFF 状态;每个运算功能块和控制功能块都是操作点,点击功能块可以调出对应功能块的操作显示画面,进行有关操作和参数设置。例如,点击 PID 控制功能块(STC8PID1 或 STC8PID2),可以调出该功能块的操作显示窗口,通过此窗口可以进行各种工作状态,即自动(AUTO)、手动(MAN)、串级(CAS)和跟踪(TRACK);在自动状态下改变设定值(S),在手动状态下改变控制量(O);点击“整定”按钮进入点画面,可以调节 PID 参数。

连续控制回路的调试分为单回路、串级、前馈、比值、选择、分程、纯迟延补偿和解耦控制等调试,PID 参数整定方法参照相关教材。

逻辑控制回路的调试比较简单,无论逻辑输入和输出,只有 ON 或 OFF 两种状态。为了调试方便,也可以设计类似于逻辑梯形图或逻辑功能块图的调试画面,在输入或输出点附近用红色或绿色方块分别显示 ON 或 OFF 状态。

4. 操作画面的组态调试

操作画面的调试主要是针对专用操作画面,这些画面是用户按照工艺流程、操作和管理规程自行绘制的动态画面。在 DCS 绘图软件的支持下,按照设计要求绘制动态画面,如图 10.8 所示。

操作画面的组态工作量比较大,而且占用了 DCS 组态工作的大部分时间。有人把操作画面的组态比喻为计算机绘图,不仅要有立体感和色彩搭配协调,而且要有生产过程信号的动态显示点和操作控制点。

操作画面的组态过程是:首先绘制图片、子图和动态控件,以供绘图时调用;然后绘制静态背景、设备和管线,并附加文字说明;最后添加动态显示点、操作控制点、窗口、曲线、动画、仪表面板、操作系统配套的绘图软件,该软件可以调用 DCS 实时数据中的生产过程变量和功能块参数,并与图形配合形成动态画面。

操作画面的调试比较简单,只需逐个核实画面效果与设计是否相符。例如,动态显示点的数值或状态、操作控制点的操作、窗口调用、曲线显示、动画演示及操作键等与设计是否一致,能否满足控制和管理的需要。

10.4 FCS 设计实例

FCS 应用与石油、化工、发电、冶金、轻工、制药和建材等过程工业的自动化,FCS 的应用实例很多,本节列举锅炉汽包水位三冲量控制和液氨蒸发器选择性控制这两个 FCS 应用实例,并作简要介绍。

10.4.1 FCS 的应用实例之一

现以某锅炉汽包水三冲量控制系统为例,主被控量为汽包水位(LT1),副被控量为给水流量(FT2),由于汽包水位有假水位现象,而引入蒸汽(FT3)作为前馈量。控制原理如图 10.10 所示,现场总线仪表及功能块构成如图 10.11 所示,控制回路的功能块组态连线如图 10.12 所示。

该汽包水位三冲量控制系统由汽包水位变送器、给水流量变送器、蒸汽流量变送器和给水调节阀 4 台现场总线仪表组成。汽包水位变送器有 AI 块 LT1 和 PID 控制块 LC1,其功能块名分别为 LT100 和 LC100。给水流量变送器中有 AI 块 FT2,其功能块名分别为 FT200。蒸汽流量变送器中有 AI 块 FT3 和前馈补偿运算块 FFC,其功能块名分别为 FT300 和 FFC30。给水调节阀中有 PID 控制块 FC2 块和 AO 块,其功能块各分别为 FC200 和 FV200。用这 4 台现场总线仪表中的功能块组态形成的汽包水位三冲量控制回路如图 10.10 所示。

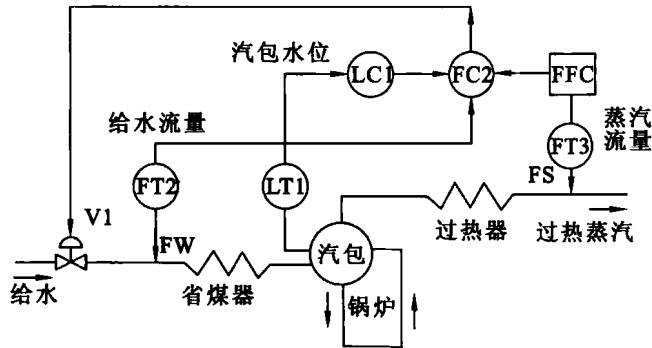


图 10.10 现场总线汽包水位控制原理图

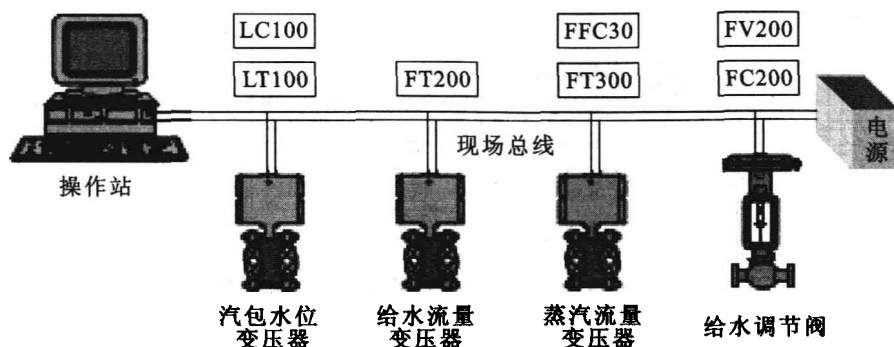


图 10.11 现场总线汽包水位控制的功能块构成

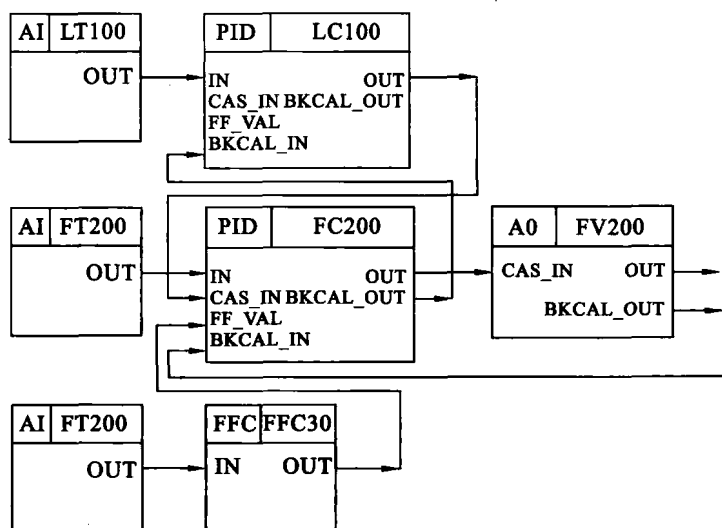


图 10.12 现场总线汽包水位控制的功能块组态连线

10.4.2 FCS 的应用实例之二

人们把在 2 个或多个控制回路中引入选择权的系统称为选择性控制系统。常用的选择器有低选器(LS)或高选器(HS),它们各有 2 个或多个输入信号(控制量或被控量),低选器把低输入信号作为输出,高选器把高输入信号作为输出,即

$$u = \min(u_1, u_2, \dots, u_n) \quad (10.1)$$

$$u = \max(u_1, u_2, \dots, u_n) \quad (10.2)$$

现以液氨蒸发器的温度控制和液位控制为例,介绍其现场总线仪表的应用实例。该选择器系统的原理如图 10.13 所示,现场总线仪表及功能块构成如图 10.14 所示,控制回路的功能块连线如图 10.15 所示。

液氨蒸发器是一个换热设备,利用液氨的汽化需要吸收大量的汽化热,来冷却流经管内的被冷物料。该设备的出口物料的温度为被控量,以进入设备的液氨量的高度来影响热交换器的浸润传热面积。因此,设备内液氨的高度间接反映了传热面积。设备上部留有足够

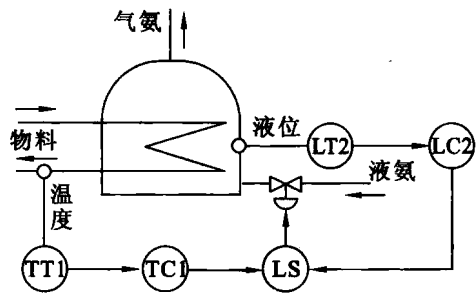


图 10.13 现场总线液氨蒸发器选择性控制原理图

的汽化空间,以保证良好的汽化条件。气氨进入压缩机再压缩成液氨循环使用,为了保证压缩机的安全,气氨中不允许携带氨滴,这也要求设备上部留有足够的汽化空间。

正常情况下,用出口物料的温度作为被控量(TT1),PID 控制器(TC1)的输出作为控制量,去调节液氨阀的开关,以改变设备内液氨的高度。

非正常情况下,当液氨淹没了换热器的所有列管,此时换热面积已达极限。如果继续增加设备内液氨的高度,非但不能提高换热器,液面的继续升高有可能使气氨中携带氨滴而带来事故。另外,为了保证良好的气化条件,设备上部也应留有足够的汽化空间。为此,需要在原有的温度调节系统的基础上,增加一个液位越限的调节系统。设备内液氨的高度作为被控量(LT2),PID 控制器(LC2)的输出作为控制量,去调节液氨阀的开度,以改变设备内液氨的高度。

根据以上分析,正常情况下用温度调节器(TC1),当出口物料的温度升高时应能增加进氨量,因此温度调节器(TC1)应选为正作用;非正常情况下用液位调节器(LC2),当设备内液氨的液位过高时应能减少进氨量,因此液位调节器(LC2)应选为反作用。为此,这两个调节器的输出应经过低选器(LS)选其中之一去控制液氨调节阀。

该选择性控制系统由温度变送器,液位变送器和液氨调节阀这 3 台现场总线仪表组成,如图 10.14 所示。温度变送器中有 AI 块 TT1 和 PID 控制块 TC1,其功能块名分别为 TT100 和 TC100。液位变送器中有 AI 块 LT2 和 PID 控制块 LC2,其功能块名分别为 LT200 和 LC200。液氨调节阀中有控制选择器(CS)用作低选器 LS 和 AO 块,其功能块分别为 LS300 和 LV300。控制选择器(CS)的两个输入(SEL-1、SEL-2)分别来自 TC100 和 LC200 的输出 OUT,CS 的参数 SEL-TYPE(选择类型)置为低选,即从两个输入中选最小者输出。用这 3 台现场总线仪表中的功能块组态形成的选择性控制回路如图 10.15 所示。

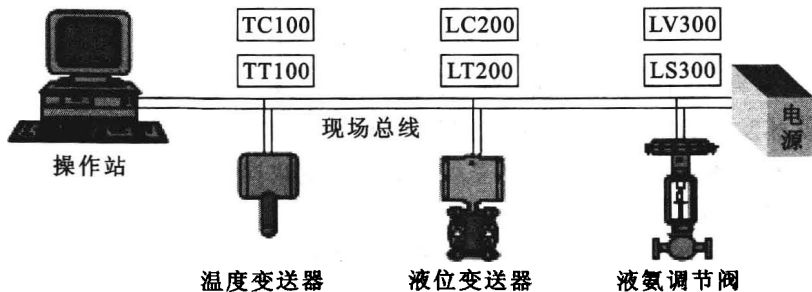


图 10.14 现场总线液氨蒸发器选择控制的功能块构成

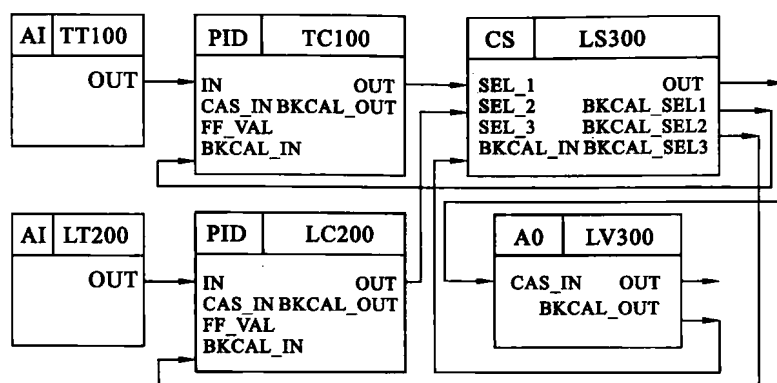


图 10.15 现场总线液氮蒸发器选择控制的功能块组态连线

附 录

附录 1 《过程控制系统》(第 2 版)教材习题解答

第 2 章

2.1 什么是对象的动态特性?为什么要研究对象的动态特性?

答:将某种形式的扰动作为对象的输入,引起对象的输出发生相应的变化,这种变化在时域或者频域上用微分方程或者传递函数进行描述,称为对象的动态特性。其反映了在过程控制中,当被控对象的输入量和输出量都随时间变化时,两者之间的动态对应关系。

研究对象的动态特性,可以更好地获得工业生产过程中的被控对象数学模型,只有全面了解和掌握被控对象数学模型,才能合理地设计控制方案,选择合适的自动化仪表,进行控制器参数整定。特别是,要设计高质量的、新型复杂的控制方案,更需要深入研究被控对象的动态特性。

2.2 通常描述对象动态特性的方法有哪些?

答:要精确描述对象的动态特性离不开数学建模,建模的基本方法一般可分为机理法和测试法。机理法就是根据生产过程中实际发生的变化机理,写出各种有关的平衡方程,分析过程的内在联系,消去中间变量,写出输入和输出变量之间的关系,从中获得所需的数学模型。测试法则是根据工业过程的输入和输出的实测数据进行某种数学处理后得到模型。它完全从外特性上测试和描述它的动态性质,可以不要求掌握其内部机理。测试法又可分为经典辨识法和现代辨识法两类。

2.3 过程控制中被控对象动态特性有哪些特点?

答:过程控制中,除液位对象外的大多数被控对象本身是稳定自衡对象,对象动态特性呈现不同程度的纯延迟,对象的阶跃响应通常为单调曲线,被调量的变化相对缓慢,被控对象往往有非线性、不确定性和时变等特性。

2.4 单容对象的放大系数 K 和时间常数 T 各与哪些因素有关,试从物理概念上加以说明,并解释 K 、 T 的大小对动态特性有何影响?

答:单容对象是指只含有一个存贮元件的被控对象。放大系数 K 和时间常数 T 由对象本身的结构参数决定。 K 与被控量的变化过程并无直接关系,只与被控量的变化量相关,因而是对象的静态特性参数; T 由对象的容量和阻力决定,对象的容量与惯性大的, T 也大,反之,则 T 小,所以 T 是对象的动态特性参数。

放大系数 K 的物理意义: K 在数值上等于对象输出量变化的新稳定值与输入值变化之比,有时也称静态增益。表示输入信号通过被控对象后稳态输出是输入的 K 倍。对于同样的输入信号,放大系数大,对应的输出信号就大,系统稳态精度就高。

时间常数 T 的物理意义:当对象受到阶跃输入后,被调量如果保持初始速度变化,达到新的稳态值所需的时间。时间常数 T 反映被控对象惯性大小, T 越大,被控对象在输入作用下的输出变化得越慢。 T 越小,表示对象惯性越小,输出对输入的反应越快。

2.5 对象的纯滞后时间产生的原因是什么?

答:对象的纯滞后时间产生的原因可能是由于信号的传输需要时间,如一些取温度或成分作为被控变量的情况;也可能是由于对象本身是分布参数过程或高阶过程,响应曲线的起始部分变化很慢,这种情况近似作为时滞来处理。实际工程中表现为输入或扰动发生的地点与测定被控参数的位置有一定的距离,并非同步进行。

2.6 在测定被控对象阶跃响应曲线时,要注意哪些问题?

答:在测定被控对象阶跃响应曲线时应注意的问题:(1)合理选择阶跃扰动信号的幅度,实验时,扰动作用的取值范围为其额定值的5%~20%,一般取8%~10%;(2)试验开始前确保被控对象处于某一选定的稳定工况,试验期间应设法避免发生偶然性的其他扰动,同一阶跃响应曲线应重复测试两三次,以便进行比较,从中剔除某些明显的偶然误差,并求出合理部分的平均值;(3)考虑到实际被控对象的非线性,应选取不同负荷,在被控变量的不同设定值下,进行多次测试;(4)测试应进行到被控参数接近它的稳态值或至少也要测试到被控参数的变化速度达到最大值之后;(5)一般应在被控对象最小、最大及平均负荷下重复测试 n 条响应曲线进行对比;(6)试验结束获得测试数据后,应进行数据处理,删除明显不合理部分;(7)要注意被测量起始状态测量的精度和加阶跃信号的计时起点,这与计算对象延迟的大小和传递函数的准确性有关。

2.7 伪随机信号与白色噪声有什么区别和联系?

答:所谓伪随机信号是指:并非随机生成的,而是通过相对复杂的一定算法得出的有规律可循的信号序列,周期为 T 。常用于跳频通讯和加密通讯。

而白噪声是指:一种功率频谱密度为常数的随机信号或随机过程。此信号在各个频段上的功率是一样的,由于白光是由各种频率(颜色)的单色光混合而成,因而此信号的这种具有平坦功率谱的性质被称作是“白色的”,此信号也因此被称作白噪声。

区别:伪随机信号是算法实现的,有规律可循,而白噪声是随机产生的,没有固定的周期,其强调的是功率频谱密度不变;伪随机信号在工程上容易实现,而白噪声是一种数学上的描述,在物理上无法实现。

联系:二者从其结果来看都是变化的信号,并非固定信号值。 M 序列伪随机信号的自相关函数与白噪声的自相关函数波形形状相似。伪随机信号是计算机产生各种噪声(包括白噪声)的基础。

2.8 什么是最小二乘参数辨识问题,简单阐述它的基本原理。

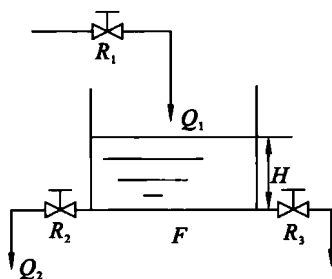
答:所谓最小二乘参数辨识是指在根据数据进行参数估计时运用最小二乘的方法,来达到参数的拟合整定。

最小二乘法是一种数学优化技术,基本原理是:未知参数的最可能值,是这样一个数值,它使各次实际观测值和计算值之间的差值的平方乘以度量其精确度的数值(权重)以后的和为最小。简单地说,就是通过最小化误差的平方和找到一组数据的最佳函数匹配。

2.9 阐述最小二乘参数估计的几何意义。

答:最小二乘的模型输出值向量为 $X\theta$,实际测量值向量为 Y 。输出实际测量值向量与模型输出值向量之差叫残差向量。残差向量与由测量数据矩阵的各个向量张成的超平面(估计空间)正交。最小二乘模型输出向量 $X\theta$,为实际输出测量值向量 Y 在估计空间上的正交投影,这就是最小二乘参数估计的几何意义。

2.10 某水槽如习题2.10图所示。其中 F 为槽的截面积, R_1 、 R_2 、 R_3 均为线性水阻, Q_1



习题 2.10 图

为流入量, Q_2 和 Q_3 为流出量。要求: (1) 写出以水位 H 为输出量, Q_1 为输入量的对象动态方程。(2) 写出对象的传递函数 $G(s)$, 并指出其增益 K 和时间常数 T 的数值。

答: (1) 由物料平衡方程, 列微分方程为:

$$F \frac{dH}{dt} = Q_1 - Q_2 - Q_3$$

$$\text{写成增量形式: } F \frac{d\Delta H}{dt} = \Delta Q_1 - \Delta Q_2 - \Delta Q_3$$

静态时应有 $Q_1 = Q_2 + Q_3$, $dH/dt = 0$ 。液位 H 发生变化, 使出口处的静压力发生变化, 因此, Q_2 和 Q_3 也发生变化, 有:

$$\Delta Q_2 = \frac{\Delta H}{R_2}, \quad \Delta Q_3 = \frac{\Delta H}{R_3}$$

代入上式经整理可得微分方程, 即动态方程为:

$$R_2 R_3 F \frac{d\Delta H}{dt} + (R_2 + R_3) \Delta H = R_2 R_3 \Delta Q_1$$

上式即为以水位 H 为输出量, 以 Q_1 为输入量的对象动态方程。

(2) 将上一步所得微分方程式进行拉氏变换, 得到如下方程:

$$F s H(s) = Q_1(s) - \frac{R_2 + R_3}{R_2 R_3} H(s)$$

化简得:

$$\frac{H(s)}{Q_1(s)} = \frac{R_2 R_3}{R_2 R_3 F s + R_2 + R_3}$$

即对象的传递函数 $G(s)$ 为:

$$G(s) = \frac{R_2 R_3}{R_2 R_3 F s + R_2 + R_3}$$

进一步化简得:

$$G(s) = \frac{\frac{R_2 R_3}{R_2 + R_3}}{\frac{R_2 R_3 F}{R_2 + R_3} s + 1}$$

则被控对象的传递函数为:

$$G(s) = \frac{K}{T s + 1}$$

其中, 增益为:

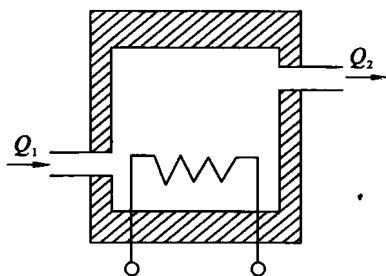
$$K = \frac{R_2 R_3}{R_2 + R_3}$$

时间常数为:

$$T = \frac{R_2 R_3 F}{R_2 + R_3}$$

2.11 在习题 2.11 图所示的加热器中, 假设加热量 Q_h 为常量。已知: 容器中水的热容量 $C_w = 50 \text{ kJ/}^\circ\text{C}$, 加热器壁热容量 $C_m = 16 \text{ kJ/}^\circ\text{C}$ 。进、出口水流量相等, 均为 3 kg/min 。加热器内壁与水的对流传热量 $Q_w = 5 \text{ kJ/(}^\circ\text{C} \cdot \text{min)}$; 加热器外壁对外界空气的散热 $Q_{h0} = 0.5 \text{ kJ/(}^\circ\text{C} \cdot \text{min)}$ 。求以外界空气温度 θ_1 为输入量, 出口水温 θ_2 为输入量的温度对象传递函数。

答: (1) 单位时间内输入热量包括: 加热量 Q_h ; 流入加热器的水所具有的热量 $Q_1 \cdot C \cdot \theta_1$, 其中, $C = 4.2 \text{ kJ/(kg} \cdot ^\circ\text{C)}$,



习题 2.11 图

为水的比热容, $Q_1 = 3 \text{ kg/min}$, 是进口水的流量, θ_1 为外界空气温度, 也就是进口水温。

单位时间内损失的热量包括: 流出加热器的水所带走的热量 $Q_2 \cdot C \cdot \theta_2$, $Q_2 = 3 \text{ kg/min}$, 是出口水的流量, θ_2 是出口水温; 加热器壁吸收的热量 $C_m \frac{d\theta_2}{dt}$, 其中 $C_m = 16 \text{ J/}^\circ\text{C} = 0.016 \text{ kJ/}^\circ\text{C}$; 加热器中水吸收的热量 $C_w \frac{d\theta_2}{dt}$, 其中 $C_w = 50 \text{ kJ/}^\circ\text{C}$; 加热器内壁与水对流传热消耗的热量 $Q_{hi} \frac{d\theta_2}{dt}$, 其中 $Q_{hi} = 5 \text{ kJ/(}^\circ\text{C} \cdot \text{min)}$; 加热器外壁对外界空气的散热 $Q_{ho}(\theta_2 - \theta_1)$, 其中 $Q_{ho} = 0.5 \text{ kJ/(}^\circ\text{C} \cdot \text{min)}$ 。

根据能量平衡关系, 可列出方程:

$$Q_h + Q_1 \cdot C \cdot \theta_1 = Q_2 \cdot C \cdot \theta_2 + C_m \frac{d\theta_2}{dt} + C_w \frac{d\theta_2}{dt} + Q_{hi} \frac{d\theta_2}{dt} + Q_{ho}(\theta_2 - \theta_1)$$

用增量方程表示为:

$$\Delta Q_h + Q_1 \cdot C \cdot \Delta \theta_1 = Q_2 \cdot C \cdot \Delta \theta_2 + C_m \frac{d\Delta \theta_2}{dt} + C_w \frac{d\Delta \theta_2}{dt} + Q_{hi} \frac{d\Delta \theta_2}{dt} + Q_{ho}(\Delta \theta_2 - \Delta \theta_1)$$

整理得:

$$(C_m + C_w + Q_{hi}) \frac{d\Delta \theta_2}{dt} + (Q_2 C + Q_{ho}) \Delta \theta_2 = (Q_1 C + Q_{ho}) \Delta \theta_1 + \Delta Q_h$$

对上式进行拉氏变换并代入所有参数的值, 可得:

$$(55.016s + 13.1)\theta_2(s) = 13.1\theta_1(s) + Q_h(s)$$

该对象数学模型为:

$$\theta_2(s) = \frac{13.1}{55.016s + 13.1} \theta_1(s) + \frac{1}{55.016s + 13.1} Q_h(s)$$

因为加热量 Q_h 为常数, 所以可得出水温与外界空气温度的传递函数为:

$$G(s) = \frac{\theta_2(s)}{\theta_1(s)} = \frac{13.1}{55.016s + 13.1}$$

2.12 已知习题 2.12 图中气罐的容积为 V , 入口处气体的压力 p_1 和气罐内气体温度 T 均为常数。假设罐内气体密度 ρ 在压力 p 变化不大的情况下, 可视为常数, 并等于入口处气体的密度。 R_1 在进气量 Q_1 变化不大时可近似看做线性气阻。求以用气量 Q_2 为输入量, 气罐压力 p 为输出量时对象的动态方程。

答: 平衡时, $P_1 = P_2 = P$

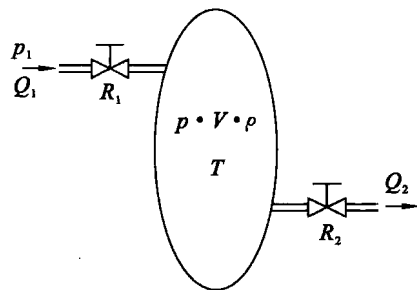
气阻 $R = \frac{\text{气压差的变化量}}{\text{气体重量流量的变化量}}$

故: 气阻 $R_1 = \frac{P_1 - (P + \Delta P)}{\Delta Q_1} = -\frac{\Delta P}{\Delta Q_1}$

因为 R_1 可看做线性气阻

故: $\Delta Q_1 = -\frac{\Delta P}{R_1}$

令容器的气容为 C , 因 $C = \frac{\text{气体重量的变化量}}{\text{容器中压强的变化量}}$, 因此 $C = \frac{dG}{d\Delta P}$;



习题 2.12 图

(1)

则

$$C \frac{d\Delta P}{dt} = \frac{dG}{dt} = dQ_1 - dQ_2$$

又微量变化时

$$dQ_1 = \Delta Q_1, \quad dQ_2 = \Delta Q_2$$

所以

$$C \frac{d\Delta P}{dt} = \Delta Q_1 - \Delta Q_2 \tag{2}$$

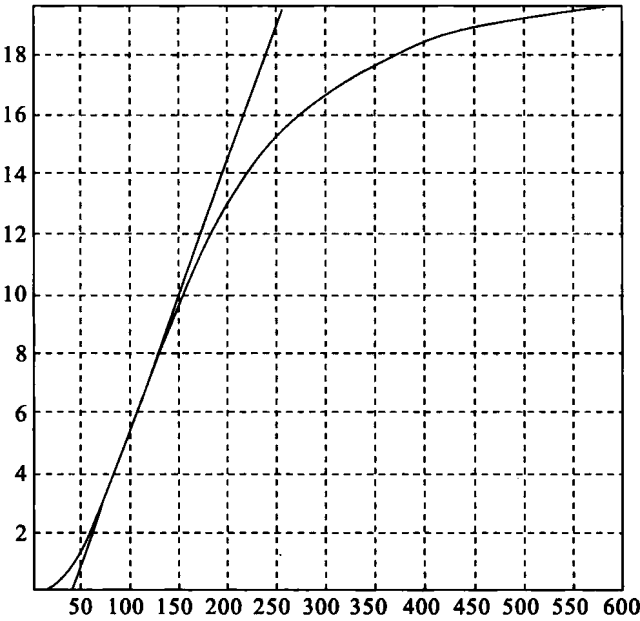
因此,由(1)、(2)两式可得动态方程为:

$$R_1 C \frac{d\Delta P}{dt} + \Delta P = -R_1 \Delta Q_2$$

2.13 有一复杂液位对象,其液位阶跃响应实验结果为:

t/s	0	10	20	40	60	80	100	140	180	250	300	400	500	600
h/cm	0	0	0.2	0.8	2.0	3.6	5.4	8.8	11.8	14.4	16.6	18.4	19.2	19.6

画出液位的阶跃响应曲线。
若该对象用带纯延迟的一阶惯性环节近似,试用作图法确定纯延迟时间 τ 和时间常数 T 。
确定出该对象增益 K 和响应速度 ϵ 。设阶跃扰动量 $\Delta u=20\%$ 。
答:根据题目中所给数据,用 MATLAB 进行曲线平滑,得到结果如习题 2.13 图所示。



习题 2.13 图

根据作图法,在曲线拐点处作切线,与横坐标交点处坐标为 42,与曲线稳态值渐近线交点的横坐标值为 256,故

$$\tau=42\text{ s}, \quad T=256-42=214\text{ s}$$

当阶跃扰动量为 $\Delta u=20\%$ 时, $K=\frac{19.6-0}{0.2}=98$

可得系统模型为: $G(s)=\frac{98}{214s+1}e^{-42s}$

$$\text{响应速度 } \epsilon = \frac{19.6 - 0}{256 - 42} = 0.092 (1/s)$$

附 MATLAB 程序:

%根据实验数据作平滑曲线

step=0.5;

t0=[0 10 20 40 60 80 100 140 180 250 300 400 500 600];

h0=[0 0 0.2 0.8 2.0 3.6 5.4 8.8 11.8 14.4 16.6 18.4 19.2 19.6];

t=0:step:max(t0);

h=interp1(t0,h0,t,'spline');

figure(1)

plot(t0,h0,'r.',t,h,'b-');

grid on;

legend(['实验数据'],['平滑曲线'])

%在拐点处作切线,求出 T 和 τ

l=length(h);

for i=1:1:l-1

dht(i)=(h(i+1)-h(i))/(t(i+1)-t(i));

end

[max_var,max_i]=max(dht);

slop=max_var;

t0=t(max_i);

h0=h(max_i);

fx=1:1:600;

temp_i=0;

for i=1:1:600

temp(i)=h0+slop*(i-t0);

if(temp(i)>19.6)

break;

end

if(i>2 && temp(i)>0 && temp(i-1)<0)

temp_i=i;

end

end

figure(2)

t2=t;

h2=h0+slop*(t2-t0);

plot(t,h,t2,h2);

tao=temp_i

T=length(temp)-tao

axis([1,600,0.1,19.6]);

grid on

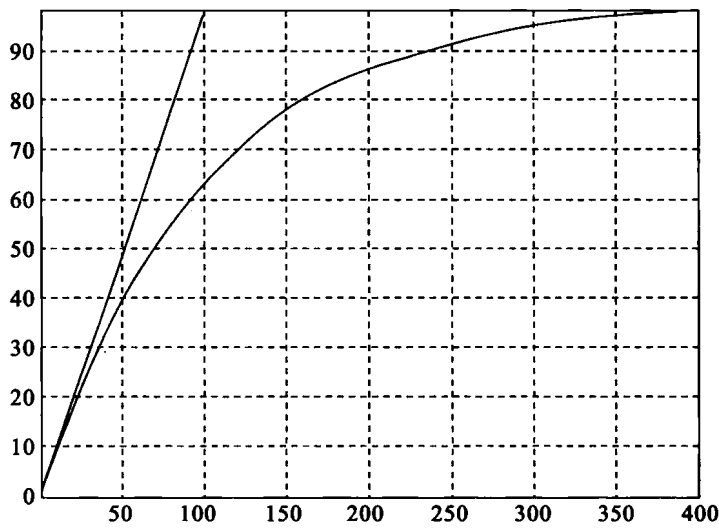
2.14 某水槽水位阶跃响应实验为：

t/s	0	10	20	40	60	80	100	150	200	300	400
h/mm	0	9.5	18	33	45	55	63	78	86	95	98

其中阶跃扰动量 $\Delta u=20\%$ 。

- (1) 画出水位的阶跃响应曲线；
- (2) 水位对象用一阶惯性环节近似，试确定其增益 K 和时间常数 T 。

答：根据题目中所给数据，用 MATLAB 进行曲线平滑，得到结果如习题 2.14 图所示。



习题 2.14 图

根据作图法，在拐点处作切线，确定 T 与 τ 。

由图中可得：

$$T=101\text{ s}, \quad \tau=0$$
$$K=\frac{y(\infty)-y(0)}{\Delta u}=\frac{98-0}{0.2}=490$$

可得系统模型为：

$$G(s)=\frac{490}{101s+1}$$

附 MATLAB 程序：

```
%根据实验数据作平滑曲线
step=0.5;
t0=[0 10 20 40 60 80 100 150 200 300 400];
h0=[0 9.5 18 33 45 55 63 78 86 95 98];
t=0:step:max(t0);
h=interp1(t0,h0,t,'spline');
figure(1)
plot(t0,h0,'r.',t,h,'b-');
grid on;
legend(['实验数据'],['平滑曲线'])
```

```

%在拐点处作切线,求出 T 和  $\tau$ 
l=length(h);
for i=1:l-1
    dht(i)=(h(i+1)-h(i))/(t(i+1)-t(i));
end
[max_var,max_i]=max(dht);
interval=1;
rang=400;
max_y=98;
max_x=rang;
slop=max_var;
t0=t(max_i);
h0=h(max_i);
fx=1:interval:rang;
temp_i=0;
for i=1:interval:rang
    temp(i)=h0+slop*(i-t0);
    if(temp(i)>max_y)
        break;
    end
    if(i>2 && temp(i)>0 && temp(i-1)<0)
        temp_i=i;
    end
end
figure(2)
t2=t;
h2=h0+slop*(t2-t0);
plot(t,h,t2,h2)
tao=temp_i
T=length(temp)-tao
axis([1,400,0,max_y]);
grid on

```

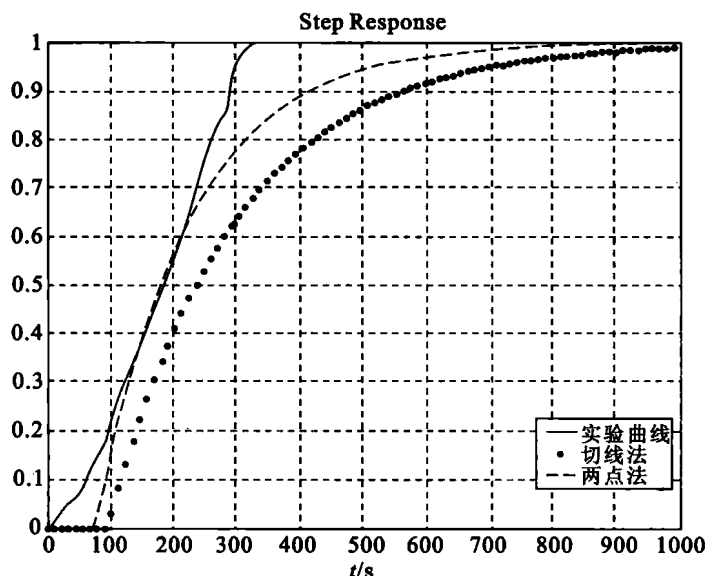
2.15* 已知被控对象的单位阶跃响应曲线实验数据如下:

T/s	0	15	30	45	60	75	90	105	120	135
Y	0	0.02	0.045	0.065	0.090	0.135	0.175	0.233	0.285	0.330
T/s	150	165	180	195	210	225	240	255	270	285
Y	0.379	0.430	0.485	0.540	0.595	0.650	0.710	0.780	0.830	0.855
T/s	300	315	330	345	360	375				
Y	0.951	0.980	0.998	0.999	1.000	1.000				

分别用切线法、两点法求传递函数,并用计算机仿真计算过渡过程,所得结果与实际曲线进行比较。

答:(1)切线法

根据题目中所给数据,用 MATLAB 进行曲线平滑,得到结果如习题 2.15 图所示。



习题 2.15 图

根据作图法,在拐点处作切线,确定 T 与 τ 。

由图可得:

$$T=204 \text{ s}, \quad \tau=95 \text{ s}$$

$$K = \frac{y(\infty) - y(0)}{\Delta u} = \frac{1-0}{1} = 1$$

可得系统模型为:

$$G(s) = \frac{1}{204s+1} e^{-95s}$$

(2) 两点法

$$\text{取 } y^*(t_1) = 0.39, y^*(t_2) = 0.63,$$

由图可读出:

$$t_1 = 150 \text{ s}, \quad t_2 = 225 \text{ s}$$

则有:

$$T = 2(t_2 - t_1) = 150 \text{ s}$$

$$\tau = 2t_1 - t_2 = 75 \text{ s}$$

$$K = \frac{y(\infty) - y(0)}{\Delta u} = \frac{1-0}{1} = 1$$

可得系统模型为:

$$G(s) = \frac{1}{150s+1} e^{-75s}$$

用计算机仿真其过渡过程如附图 2.15 所示。

附 MATLAB 程序:

```
T=[0,15,30,45,60,75,90,105,120,135,150,165,180,195,210,225,240,255,270,285,300,315,330,345,360,375];
```

```
Y=[0,0.02,0.045,0.065,0.090,0.135,0.175,0.233,0.285,0.330,0.379,0.430,0.485,
```

```

0.540,0.595,0.650,0.710,0.780,0.830,0.855,0.951,0.980,0.998,0.999,1.000,1.000];
plot(T,Y,'-')
hold on
s=tf('s');
G1=1/(204*s+1);
G1.ioDelay=95;
G2=1/(150*s+1);
G2.ioDelay=75;
step(G1,'.',G2,'-.')
grid on
xlabel('T/s');
ylabel('Y');
legend('实验曲线','切线法','两点法')

```

2.16 某温度对象矩形脉冲响应实验为:

t/min	1	3	4	5	8	10	15	16.5	20	25	30	40	50	60	70	80
$\theta/^{\circ}\text{C}$	0.46	1.7	3.7	9.0	19.0	26.4	36	37.5	33.5	27.2	21	10.4	5.1	2.8	1.1	0.5

矩形脉冲幅值为 $\frac{1}{3}$, 脉冲宽度 Δt 为 10 min.

(1) 试将该矩形脉冲响应曲线转换为阶跃响应曲线;

(2) 用二阶惯性环节写出该温度对象传递函数。

答:(1)由题可知, $y_1(t) = y(t) + y_1(t - \Delta t)$, 因此得到如下阶跃响应值:

t/min	1	3	4	5	8	10	15	16.5	20	25	30	40	50	60	70	80
$\theta/^{\circ}\text{C}$	0.46	1.7	3.7	9.0	19	26.4	45	49.5	59.9	72.2	80.9	91.3	96.4	99.2	100.3	100.8

根据数据得到习题 2.16 图。

(2) 由图可得, 当 $\frac{y_1(t_1)}{y_1(\infty)} = 0.4$ 和 $\frac{y_1(t_2)}{y_1(\infty)} = 0.8$ 时, 对应的 $t_1 = 13, t_2 = 30$, 则有

$$\left. \begin{aligned} T_1 + T_2 &\approx \frac{t_1 + t_2}{2.16} = 19.91 \\ \frac{T_1 T_2}{(T_1 + T_2)^2} &\approx 1.74 \frac{t_1}{t_2} - 0.55 = 0.204 \end{aligned} \right\} \Rightarrow \begin{aligned} T_1 &= 14.21 \\ T_2 &= 5.73 \end{aligned}$$

$$K = \frac{y(\infty) - y(0)}{\Delta u} = \frac{100.8 - 0}{1/3} = 302.4, \quad \tau = 0$$

因此, 对应可得传递函数为:

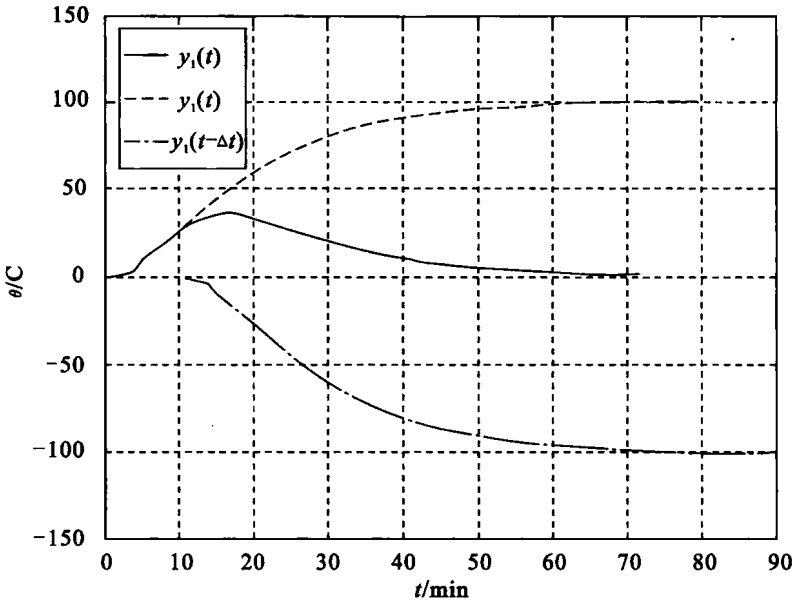
$$G(s) = \frac{302.4}{(14.21s + 1)(5.73s + 1)}$$

附 MATLAB 程序:

```

x=[1 3 4 5 8 10 15 16.5 20 25 30 40 50 60 70 80];
y=[0.46 1.7 3.7 9.0 19.0 26.4 36 37.5 33.5 27.2 21 10.4 5.1 2.8 1.1 0.5];

```



习题 2.16 图

```
y1=[0.46 1.7 3.7 9.0 19.0 26.4 45 49.9 59.9 72.2 80.9 91.5 96.4 99.2 100.3 100.8];  
plot(x,y,'-',x,y1,':',x+10,(-1)*y1,'-');  
grid on  
xlabel('t/min');  
ylabel('θ/°C');  
legend('y(t)','y1(t)','y1(t-Δt)')
```

2.17 有一液位对象,其矩形脉冲响应实验结果为:

t/s	0	10	20	40	60	80	100	120	140	160	180
h/cm	0	0	0.2	0.6	1.2	1.6	1.8	2.0	1.9	1.7	1.6
t/s	200	220	240	260	280	300	320	340	360	380	400
h/cm	1	0.8	0.7	0.7	0.6	0.6	0.4	0.2	0.2	0.15	0.15

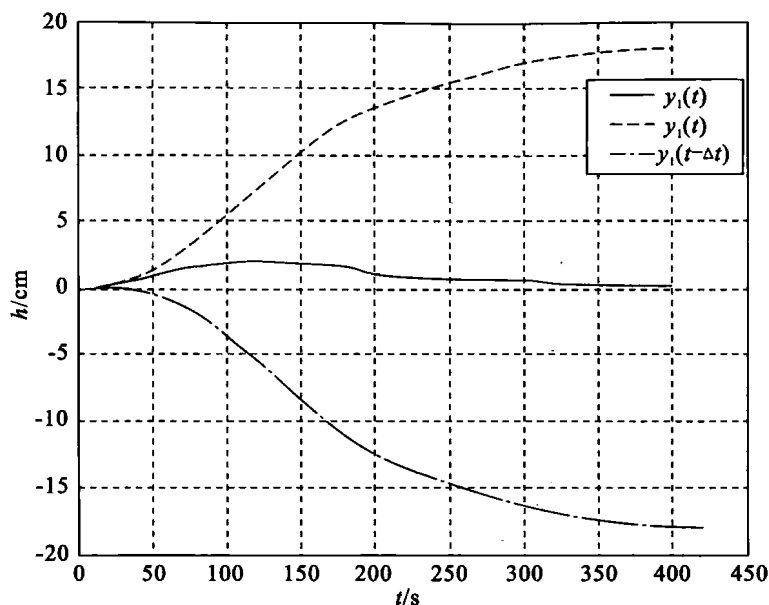
已知矩形脉冲幅值阀门开度变化 $\Delta u=20\%$, 脉冲宽度 $\Delta t=20\text{ s}$ 。

- (1) 试将该矩形脉冲响应曲线转换为阶跃响应曲线;
- (2) 若将它近似为带纯延迟的一阶惯性对象, 试用不同方法确定其特性参数 K 、 T 和 τ 的数值, 并对结果进行分析。

答:(1) 由题可知, $y_1(t)=y(t)+y_1(t-\Delta t)$, 因此得到如下阶跃响应值

t/s	0	10	20	40	60	80	100	120	140	160	180
h/cm	0	0	0.2	0.8	2.0	3.6	5.4	7.4	9.3	11	12.6
t/s	200	220	240	260	280	300	320	340	360	380	400
h/cm	13.6	14.4	15.1	15.8	16.4	17.0	17.4	17.6	17.8	17.95	18.1

根据数据得到如下图形:



习题 2.17-1 图

(2) 方法一: 两点法

$$\text{取} \quad y^*(t_1) = \frac{y(t_1)}{y(\infty)} = 0.39, \quad y^*(t_2) = \frac{y(t_2)}{y(\infty)} = 0.63$$

$$\text{则} \quad y(t_1) = 18.1 \times 0.39 = 7.059, \quad y(t_2) = 18.1 \times 0.63 = 11.4$$

由图可读出: $t_1 = 118, t_2 = 166$, 则有

$$T = 2(t_2 - t_1) = 2(166 - 118) = 96$$

$$\tau = 2t_1 - t_2 = 2 \times 118 - 166 = 70$$

$$K = \frac{y(\infty) - y(0)}{\Delta u} = \frac{18.1}{0.2} = 90.5$$

$$\text{可得传递函数为:} \quad G(s) = \frac{90.5}{96s + 1} e^{-70s}$$

方法二: 切线法

根据题目中所给数据, 用 MATLAB 进行曲线平滑, 得到阶跃响应曲线如习题 2.17-2 图所示。

根据作图法, 在拐点处作切线, 确定 T 与 τ 如直线所示。

根据 MATLAB 得到结果: $T = 178 \text{ s}, \tau = 48 \text{ s}$

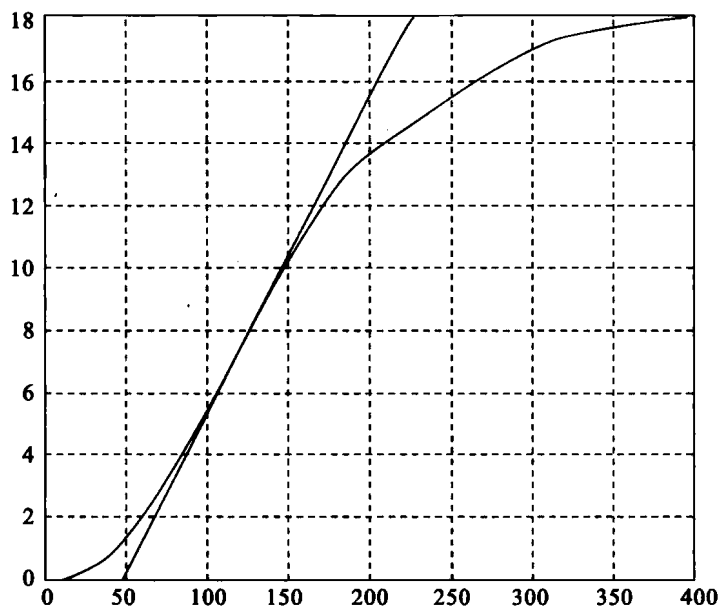
$$K = \frac{y(\infty) - y(0)}{\Delta u} = \frac{18.1}{0.2} = 90.5$$

$$\text{可得传递函数为:} \quad G(s) = \frac{90.5}{178s + 1} e^{-48s}$$

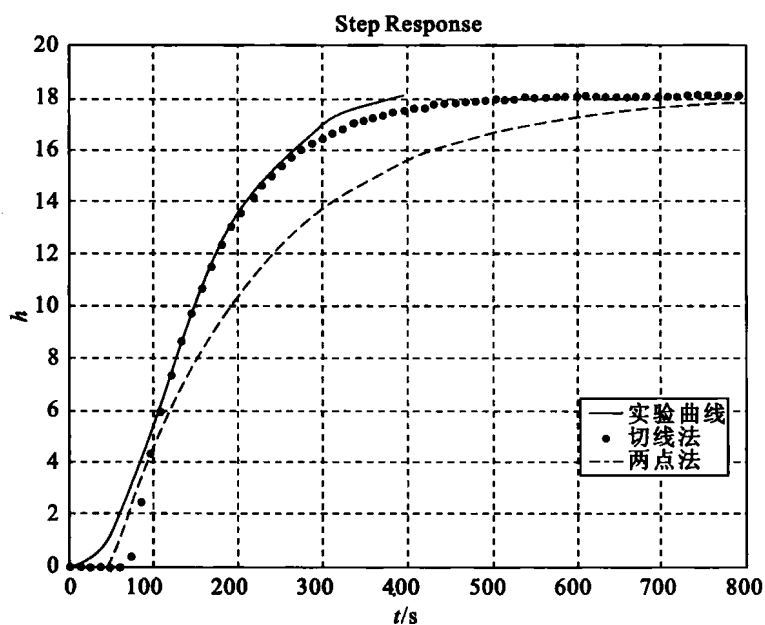
实验曲线与两点法和切线法比较如习题 2.17-3 图所示。

附 MATLAB 程序:

```
t=0:20:400;
```

习题 2.17-2 图



习题 2.17-3 图

```

h=[0 0.2 0.6 1.2 1.6 1.8 2.0 1.9 1.7 1.6 1 0.8 0.7 0.7 0.6 0.6 0.4 0.2 0.2 0.15 0.15];
h1(1)=h(1);
for i=2:1:21
    h1(i)=h(i)+h1(i-1);
end
figure(1)
hold on

```

```

plot(t,h,'-',t,h1,':',t+20,(-1)*h1,'-');
grid on
xlabel('t/min');
ylabel('h/cm');
legend('h(t)','h1(t)','h1(t-Δt)')
figure(2)
plot(t,h1,'-');
hold on
s=tf('s');
G1=90.5/(96*s+1);
G1.ioDelay=70;
G2=90.5/(178*s+1);
G2.ioDelay=48;
step(G1*0.2,':',G2*0.2,'-')
grid on
xlabel('t/s');
ylabel('H');
legend('实验曲线','切线法','两点法')

```

2.18 已知矩形脉冲宽度为 1s,幅值为 0.3,测得某对象的脉冲响应曲线数据如下:

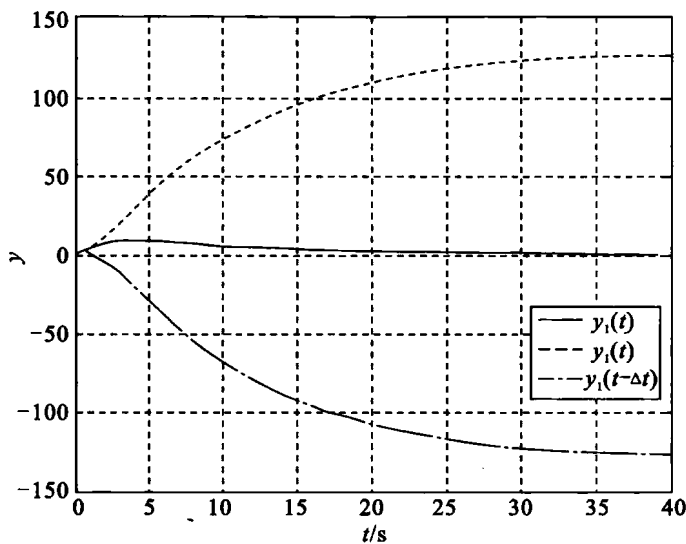
t/s	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
y	0	3.75	7.20	9.00	9.35	9.15	8.40	7.65	7.05	6.45
t/s	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
y	5.85	5.10	4.95	4.50	4.05	3.60	3.30	3.00	2.70	2.40
t/s	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29
y	2.25	2.10	1.95	1.80	1.65	1.50	1.35	1.20	1.05	0.90
t/s	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39
y	0.75	0.60	0.45	0.40	0.36	0.30	0.20	0.15	0.10	0.08

试求阶跃响应曲线。

答:由题可知, $y_1(t)=y(t)+y_1(t-\Delta t)$,因此得到如下阶跃响应值:

t/s	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
y	0	3.75	10.95	19.95	29.30	38.45	46.85	54.50	61.55	68.00
t/s	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
y	73.85	78.95	83.90	88.40	92.45	96.05	99.35	102.35	105.05	107.45
t/s	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29
y	109.70	111.8	113.75	115.55	117.2	118.7	120.05	121.25	122.30	123.20
t/s	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39
y	123.95	124.55	125.00	125.4	125.76	126.06	126.26	126.41	126.51	126.59

其阶跃响应曲线如习题 2.18 图所示。MATLAB 程序与题 2.17 相似,不再赘述。



习题 2.18 图

2.19 根据热力学原理,对给定质量的气体,压力 p 与体积 V 之间的关系为 $pV^\alpha=\beta$,其中 α 和 β 为特定参数,经实验获得一批数据, V 的单位为立方英寸, p 的单位为帕每平方英寸。

V	54.3	61.8	72.4	88.7	118.6	1940.0
p	61.2	49.5	37.6	28.4	19.2	10.1

试用最小二乘法确定参数 α 和 β 。

答:由题意,对 $PV^\alpha=\beta$ 两边取对数得 $\ln P+\alpha\ln V=\ln\beta$, 即有:

$$\ln P=-\alpha\ln V+\ln\beta$$

令 $Y=\ln P$ 看做因变量,令 $X=\ln V$ 看做自变量,令 $a=\ln\beta, b=-\alpha$

则方程变为: $Y=a+bX$

计算后数据如下:

$X=\ln V$	3.99	4.12	4.28	4.49	4.78	7.57
$Y=\ln P$	4.11	3.90	3.63	3.35	2.95	2.31

最后一个点 $(\ln 1940, 1)$ 与其他点严重呈现非线性关系,故将其舍去。

根据最小二乘法,令 $J=\sum_{i=1}^5[Y_i-(a+bX_i)]^2$ 最小,则有:

$$\hat{a} = \frac{\sum_{i=1}^5 X_i^2 \sum_{i=1}^5 Y_i - \sum_{i=1}^5 X_i \sum_{i=1}^5 X_i Y_i}{5 \sum_{i=1}^5 X_i^2 - (\sum_{i=1}^5 X_i)^2} = 10.0040, \quad \hat{b} = \frac{5 \sum_{i=1}^5 X_i Y_i - \sum_{i=1}^5 X_i \sum_{i=1}^5 Y_i}{5 \sum_{i=1}^5 X_i^2 - (\sum_{i=1}^5 X_i)^2} = -1.4808$$

所以, $\alpha=1.4808, \beta=22115$

可得系统方程: $\ln P=-1.4808\ln V+10.004$

或令 $a=\ln\beta, b=-\alpha$

$$\text{令 } X = \begin{bmatrix} \ln 54.3 & \ln 61.8 & \ln 72.4 & \ln 88.7 & \ln 118.6 & \ln 1940 \\ 1 & 1 & 1 & 1 & 1 & 1 \end{bmatrix}$$

$$Y = [\ln 61.2 \quad \ln 49.5 \quad \ln 37.6 \quad \ln 28.4 \quad \ln 19.2 \quad \ln 10.1]^T$$

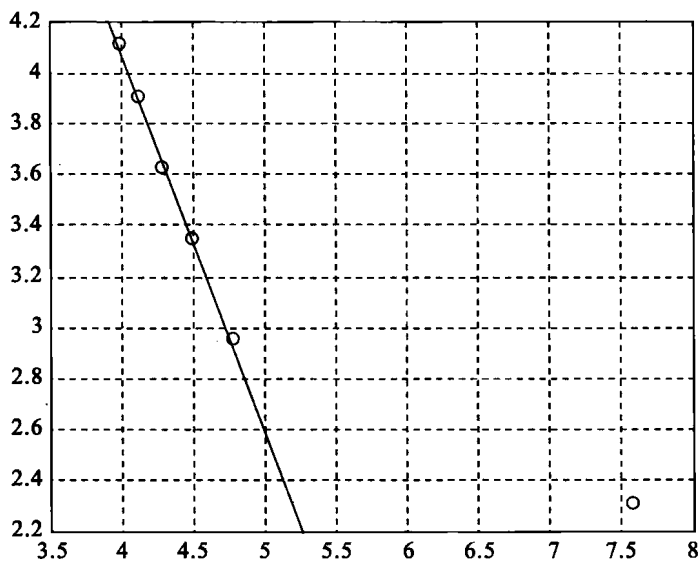
$$\text{则方程可表示为: } Y = X^T \begin{bmatrix} b \\ a \end{bmatrix}$$

$$\text{故有: } \begin{bmatrix} b \\ a \end{bmatrix} = (XX^T)^{-1}XY = \begin{bmatrix} -1.4808 \\ 10.0040 \end{bmatrix}$$

$$\text{所以 } \begin{bmatrix} \alpha \\ \beta \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1.4808 \\ 22115 \end{bmatrix}$$

可得系统方程: $\ln P = -1.4808 \ln V + 10.004$

结果如习题 2.19 图所示,与实验数据拟合良好。



习题 2.19 图

附 MATLAB 程序:

```
x=[54.3 61.8 72.4 88.7 118.6];
```

```
y=[61.2 49.5 37.6 28.4 19.2];
```

```
lnx=log(x);
```

```
x=[lnx;1 1 1 1 1]
```

```
y=log(y);
```

```
ab=inv(x*x)*x*y;
```

```
alfa=-ab(1);
```

```
bata=exp(ab(2));
```

第4章

4.1 P、I、D控制规律各有何特点？其中，哪些是有差调节，哪些是无差调节？为了提高控制系统的稳定性，消除控制系统的误差，应该选用哪些调节规律？

答：(1) P调节控制规律特点：

- ① 比例调节的输出增量和输入增量是一一对应的比例关系；
- ② 调节速度快，输入与输出同步，没有时间滞后；
- ③ 比例调节的结果不能使被调量完全回到给定值，会产生余差，为有差调节。

I调节控制规律特点：

- ① 无差调节；
- ② 它的稳定作用比P调节差。

D调节控制规律特点：

- ① 微分调节只对偏差的变化做出反应；
- ② 微分调节不能消除余差；
- ③ 单纯的微分调节器不能工作，微分调节只能起辅助的调节作用。

(2) P、D调节为有差调节；I调节为无差调节。

(3) 为提高系统的稳定性，可加入适当的微分调节；为消除余差，应加入积分调节。

4.2 试总结调节器P、PI、PD动作规律对系统控制质量的影响。

答：调节器P、PI、PD控制规律对控制质量的影响：

(1) 当广义过程的时间常数较大，纯时延较小时（即 τ_0/T_0 很小），引入微分作用其效果良好。此时各类调节器控制规律对控制质量的影响为：比例积分微分(PID)作用最好，比例微分(PD)作用较好，比例(P)作用次之，比例积分(PI)作用较差。

(2) 当过程控制通道时间常数较小，而负荷变化很快，引入微分和积分作用均要引起系统振荡，对控制质量的影响不利。

(3) P控制规律：适用于控制通道滞后较小，时间常数不太大，扰动幅度较小，负荷变化不大，控制质量要求不高，允许有余差的场合；

PI控制规律：引入积分作用能消除余差。适用于控制通道滞后小，负荷变化不太大，工艺上不允许有余差的场合；

PD控制规律：引入微分会有超前控制作用，能使系统的稳定性增加，最大偏差减小，加快了控制过程，改善了控制质量。适用于过程容量滞后较大的场合。对于滞后很小和扰动作用频繁的系统，应尽可能避免使用微分作用。

4.3 什么是积分饱和？引起积分饱和的原因是什么？如何消除？

答：(1) 具有积分作用的调节器，只要被调量与设定值之间有偏差，其输出就会不停地变化。当偏差始终保持一个方向时，调节器的输出 u 将因积分作用的不断累加而增加，从而使执行机构达到极限位置 X_{\max} （如阀门开度达到最大），之后尽管 u 还在增大，但执行机构已不再动作。这种现象称为积分饱和。

(2) 具有积分作用的调节器，只要被调量与设定值之间有偏差，其输出就会不停地变化。如果由于某种原因（如阀门关闭、泵故障等），被调量偏差一时无法消除，然而调节器积分作用一直累加该偏差，试图校正这个偏差，结果经过一段时间后，调节器输出将进入深度饱和状态。

(3) 防止积分饱和的方法很多:

① 限制 PI 调节器的输出在规定范围,但这样有可能在正常操作中不能消除系统的余差;

② 积分分离法,即认为设定一个限值,在 PI 调节器的输出超过该限制时,改用纯 P 调节进行控制,这样既不会出现积分饱和又能在偏差较小时有效利用积分作用消除偏差;

③ 遇限削弱积分法,这种方法同样认为设定一限值,当控制输出大于该限值时,只积累负偏差,反之亦然,这样的做法可避免控制量长时间停留在饱和区。

4.4 一个自动控制系统,在比例控制的基础上分别增加:①适当的积分作用;②适当的微分作用。试问:

(1) 这两种情况对系统的稳定性、最大动态偏差、余差分别有何影响?

(2) 为了得到相同的系统稳定性,应如何调整调节器的比例带 δ ? 说明理由。

答:(1) ① 与 P 调节相比,PI 调节在相同结构和参数下系统的稳定性降低,最大动态偏差变大,余差消除;

② 与 P 调节相比,当 T_D 值适当时,PD 调节中的微分动作总是力图抑制被调量的振荡,它提高了控制系统的稳定性,采用较小的比例带,可以减小最大动态偏差,同时也减小了余差。

(2) ① 为得到相同的系统稳定性,PI 调节应该加大比例带 δ ,原因:PI 调节中的超调趋势随比例增益的增大和积分时间的减小而增大,因此 PI 调节的比例增益要设置得比纯 P 调节小,即比例带 δ 增大,对积分时间的设置也应有限制;

② 为得到相同的系统稳定性,PD 调节应该稍许减小比例带 δ ,原因:适度引入微分动作后,可以允许稍许减小比例带,结果不但减小了余差,而且也减小了短期最大偏差和提高了振荡频率。

4.5 微分动作规律对克服被控对象的纯延迟和容积延迟的效果如何? 对克服外扰的效果又如何?

答:微分调节动作对纯延迟过程无效,对容积延迟过程则可加快过程调节速度,改善系统动态性能;PD 调节的抗干扰能力很差,只能应用于被调量的变化非常平稳的过程,一般不用于流量和液位控制系统。

4.6 增大积分时间对控制系统的控制品质有什么影响? 增大微分时间对控制系统的控制品质有什么影响?

答:当控制器增益不变时,增大积分时间,则积分作用减弱,衰减比增大,振荡减缓,随动控制系统闭环响应的超调量减小。

当控制器增益不变时,增大微分时间,则微分作用增强,可减小最大偏差或超调量,缩短过渡过程的回复时间,改善系统控制品质。但微分作用过强时,会使系统稳定性变差。

4.7 某电动比例调节器的测量范围为 $100 \sim 200^\circ\text{C}$,其输出为 $0 \sim 100\text{ mA}$ 。当温度从 140°C 变化到 160°C 时,测得调节器的输出从 3 mA 变化到 7 mA 。试求出该调节器比例带。

$$\text{解: } \delta = \frac{e/(e_{\max} - e_{\min})}{u/(u_{\max} - u_{\min})} \times 100\% = \frac{(160 - 140)/(200 - 100)}{(7 - 3)/(100 - 0)} \times 100\% = 500\%$$

4.8 某混合气出口温度控制系统如习题 4.8 图(a),系统方框图如习题 4.8 图(b)。其中

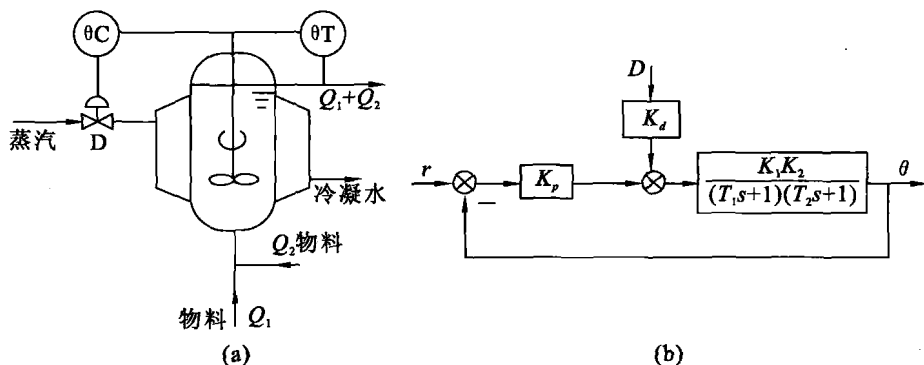
$K_1=5.4, K_2=1, K_d=0.8/5.4, T_1=5 \text{ min}, T_2=2.5 \text{ min}$, 调节器比例增益为 K_P 。

(1) 作出 $\Delta D=10$ 的阶跃扰动, K_P 分别为 2.4 和 0.48 时系统输出响应 $\theta(t)$ 。

(2) 作出 $\Delta r=2$ 的设定值阶跃响应时的 $\theta(t)$ 。

(3) 分析调节器比例增益对设定值阶跃响应、扰动阶跃响应的影响。

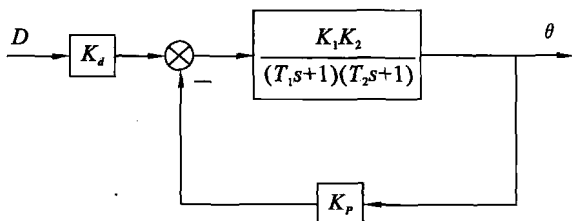
提示: 利用典型二阶系统公式计算响应过程的特征点, 将特征点连成光滑曲线; 编制系统数字仿真程序, 由计算机直接打出结果。



习题 4.8 图 混合器温度控制系统及方框图

(a) 控制系统; (b) 方框图

解: (1)



上图为给定量 $r=0$ 时, 以扰动量为输入量的系统结构图, 扰动作用下的系统传递函数为:

$$\frac{\theta(s)}{\Delta D(s)} = \frac{K_1 K_2 K_d}{T_1 T_2 s^2 + (T_1 + T_2)s + K_1 K_2 K_P + 1}$$

$$\textcircled{1} \text{ 当 } \Delta D=10, K_P=2.4 \text{ 时, } \frac{\theta(s)}{\Delta D(s)} = \frac{0.8}{6.25s^2 + 5s + 13.96}$$

于是可得阶跃扰动下系统输出的拉氏变换为:

$$\theta(s) = \frac{8}{s(6.25s^2 + 5s + 13.96)} = 0.573 \left(\frac{1}{s} - \frac{s+0.8}{s^2 + 0.8s + 2.2336} \right)$$

扰动稳态输出的时间函数, 即输出响应为:

$$\theta(t) = 0.573 [1 - e^{-0.4t} (\cos 1.44t + 0.2777 \sin(1.44t))]$$

$$\textcircled{2} \text{ 当 } \Delta D=10, K_P=0.48 \text{ 时, } \frac{\theta(s)}{\Delta D(s)} = \frac{0.8}{6.25s^2 + 5s + 3.592}$$

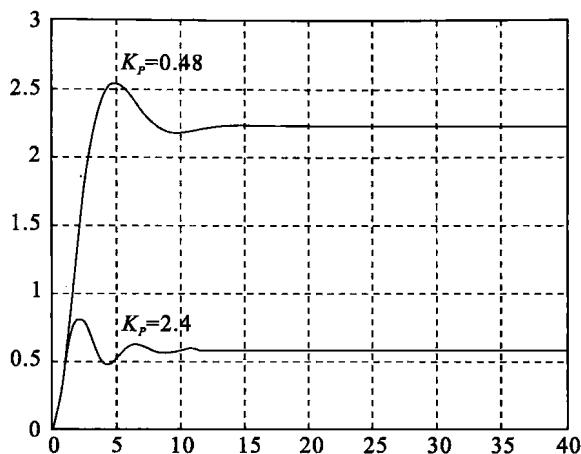
于是可得阶跃扰动下系统输出的拉氏变换为:

$$\theta(s) = \frac{8}{s(6.25s^2 + 5s + 3.592)} = 3.0864 \left(\frac{1}{s} - \frac{s+0.8}{s^2 + 0.8s + 0.41472} \right)$$

扰动稳态误差的时间函数即输出响应为：

$$\theta(t) = 2.2272[1 - e^{-0.4t}(\cos 0.644t + 0.621\sin 0.644t)]$$

仿真图：



(2) 系统的传递函数为：

$$\frac{\theta(s)}{R(s)} = \frac{K_1 K_2 K_P}{T_1 T_2 s^2 + (T_1 + T_2)s + K_1 K_2 K_P + 1} = \frac{5.4K_P}{6.25s^2 + 5s + 5.4K_P + 1}$$

于是可得输出的拉氏变换为：

$$\theta(s) = \frac{10.8K_P}{s(6.25s^2 + 5s + 5.4K_P + 1)} = \frac{1.728K_P}{s[(s+0.4)^2 + 0.864K_P]}$$

$$\textcircled{1} \text{ 当 } \Delta r = 2, K_P = 2.4 \text{ 时, } \theta(s) = \frac{4.1472}{s[(s+0.4)^2 + 2.0304]}$$

于是可得输出响应为：

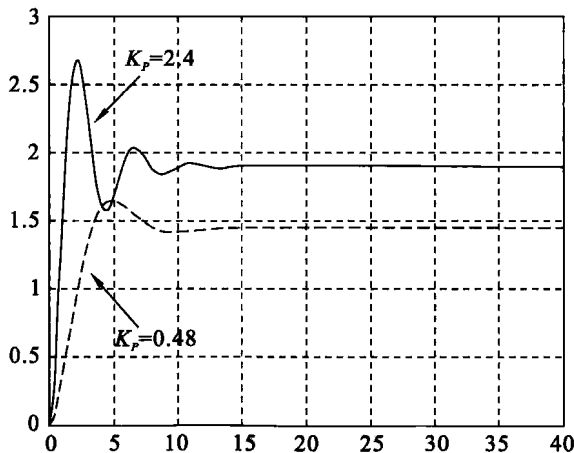
$$\theta(t) = 1.8934[1 - e^{-0.4t}(\cos 1.425t + 0.28\sin 1.425t)]$$

$$\textcircled{2} \text{ 当 } \Delta r = 2, K_P = 0.48 \text{ 时, } \theta(s) = \frac{0.82944}{s[(s+0.4)^2 + 0.41472]}$$

于是可得输出响应为：

$$\theta(t) = 1.4432[1 - e^{-0.4t}(\cos 0.644t + 0.621\sin 0.644t)]$$

仿真图：



(3) ① 调节器比例增益对设定值阶跃响应的影响:

比例增益 K_P 很小则比例带 δ 很大意味着调节阀的动作幅度很小, 因此被调量的变化比较平稳, 甚至可以没有超调, 但余差很大, 调节时间也很长; K_P 增大则减小 δ , 就加大了调节阀的动作幅度, 引起被调量来回波动, 但系统仍可能是稳定的, 余差相应减少; K_P 和 δ 具有一个临界值, 此时系统处于稳定边界的情况, 进一步增大 K_P (减小 δ), 系统就不稳定了。

② 调节器比例增益对扰动阶跃响应的影响:

比例增益 K_P 越大, 则稳态误差越小, 因此提高 K_P 的值是减小稳态误差的主要方法。

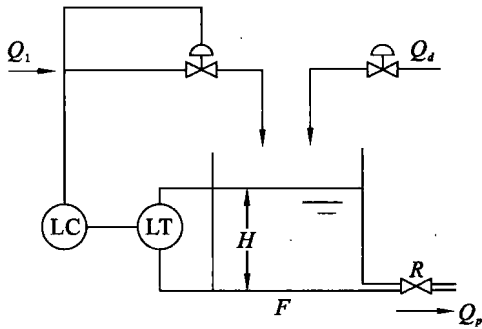
4.9 某水槽液位控制系统如图所示。已知: $F=1000 \text{ cm}^2$, 调节阀静态增益 $|K_v|=28 \text{ cm}^2/\text{s} \cdot \text{mA}$, 液位变送器静态增益 $|K_m|=1 \text{ mA}/\text{cm}$ 。

(1) 画出该系统的传递方框图。

(2) 调节器为比例调节器, 其比例带 $\delta=40\%$, 试分别求出扰动 $\Delta Q_d=56 \text{ cm}^3/\text{s}$ 以及定值扰动 $\Delta r=0.5 \text{ mA}$ 时被调量 h 的余差。

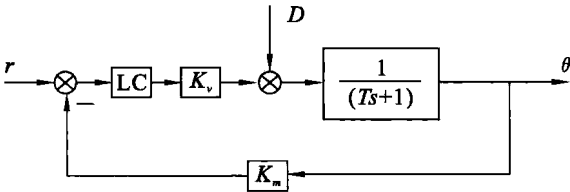
(3) 若 δ 改为 120% , 其他条件不变, h 的余差又有多少? 比较(2)、(3)计算结果, 总结 δ 值对系统余差的影响。

(4) 液位调节器改用 PI 调节器后, h 的余差又是多少?



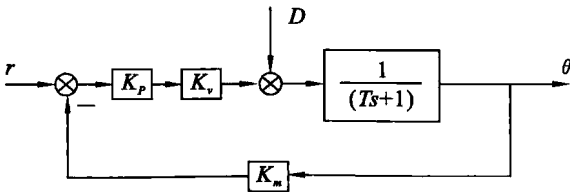
习题 4.9 图 水槽液位控制系统

答: (1) 系统的传递方框图如下:

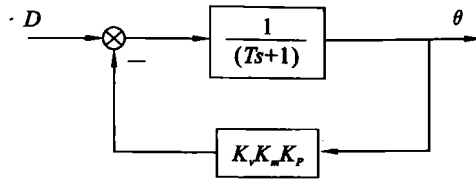


其中, $T=FR$ 。

(2) TC 为比例调节器时, 系统在给定输入和扰动输入下的传递方框图分别如下图的 (a) 和 (b) 所示。其中 $T=FR=1000 \times 0.03=30 \text{ s}$ 。



(a) 给定输入下系统的传递方框图



(b) 扰动输入下系统的传递方框图

① 由图(b)可得扰动输入下系统的传递函数为:

$$\frac{\theta(s)}{\Delta D(s)} = \frac{1}{Ts + K_v K_m K_p + 1}$$

当 $\Delta Q_d = \Delta D = 56 \text{ cm}^3/\text{s}$, $K_p = \frac{1}{\delta} = \frac{1}{40\%} = 2.5$ 时, $\frac{\theta(s)}{\Delta D(s)} = \frac{1}{30s + 71}$

于是可得扰动 ΔQ_d 下系统输出的拉氏变换为:

$$\theta(s) = \frac{56}{s(30s + 71)} = \frac{1.8667}{s(s + 2.3667)} = 0.7887 \left(\frac{1}{s} - \frac{1}{s + 2.3667} \right)$$

扰动下系统输出的时域响应为:

$$\theta(t) = 0.7887(1 - e^{-2.3667t})$$

稳态误差为:

$$h_{\infty} = \lim_{t \rightarrow \infty} \theta(t) = 0.7887$$

② 给定输入下系统的传递函数为:

$$\frac{\theta(s)}{R(s)} = \frac{K_v K_p}{Ts + K_v K_m K_p + 1}$$

当 $\Delta r = 0.5 \text{ mA}$, $K_p = \frac{1}{\delta} = 2.5$ 时, 输出的拉氏变换为:

$$\theta(s) = \frac{35}{s(30s + 71)} = 0.493 \left(\frac{1}{s} - \frac{1}{s + 2.3667} \right)$$

于是可得输出响应为:

$$\theta(t) = 0.493(1 - e^{-2.3667t})$$

稳态误差为:

$$h_{\infty} = \lim_{t \rightarrow \infty} \theta(t) = 0.493$$

(3) ① 当 $\Delta Q_d = \Delta D = 56$, $K_p = \frac{1}{\delta} = \frac{5}{6} = 0.8333$ 时, $\frac{\theta(s)}{\Delta D(s)} = \frac{1}{30s + 24.3333}$

于是可得扰动误差的拉氏变换为:

$$\theta(s) = \frac{56}{s(30s + 24.3333)} = \frac{1.8667}{s(s + 0.8111)} = 2.3014 \left(\frac{1}{s} - \frac{1}{s + 0.8111} \right)$$

扰动稳态误差的时间函数即输出响应为:

$$\theta(t) = 2.3014(1 - e^{-0.8111t})$$

稳态误差为:

$$h_{\infty} = \lim_{t \rightarrow \infty} \theta(t) = 2.3014$$

② 系统的传递函数为:

$$\frac{\theta(s)}{R(s)} = \frac{K_v K_P}{T_s + K_v K_m K_P + 1}$$

当 $\Delta r = 0.5$, $K_P = \frac{1}{\delta} = \frac{5}{6} = 0.8333$ 时, 输出的拉氏变换为:

$$\theta(s) = \frac{23.3333}{s(30s + 24.3333)} = 0.9589 \left(\frac{1}{s} - \frac{1}{s + 0.8111} \right)$$

于是可得输出响应为:

$$\theta(t) = 0.9589(1 - e^{-0.8111t})$$

稳态误差为:

$$h_{\infty} = \lim_{t \rightarrow \infty} \theta(t) = 0.9589$$

③ 比较(2)、(3)计算结果后可以得出比例带 δ 越大系统的余差越大。

(4) 当改用 PI 调节时 h 的余差为零, PI 调节为无差调节。

4.10 某温度控制系统方框图如习题 4.10 图, 其中 $K_1 = 5.4$, $K_d = 0.8/5.4$, $T_1 = 5 \text{ min}$ 。

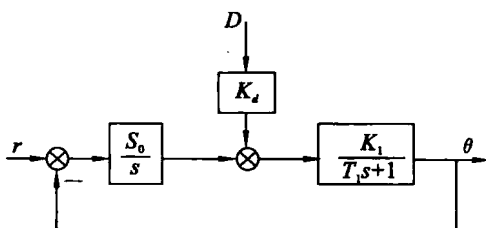
(1) 作出积分速度 S_0 分别为 0.21 和 0.92, $\Delta D = 10$ 时的系统阶跃响应 $\theta(t)$;

(2) 作出相应的 $\Delta r = 2$ 的设定值阶跃响应;

(3) 分析调节器积分速度 S_0 对设定值阶跃响应和扰动阶跃响应的影响;

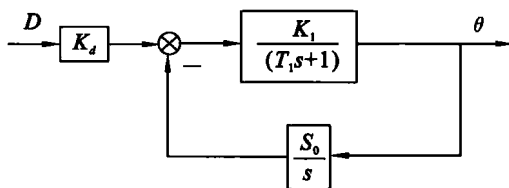
(4) 比较比例控制系统、积分控制系统各自的特点。

提示: 可用计算或系统数字仿真求解。



习题 4.10 图 温度控制系统方框图

答: (1)



上图为给定量 $r=0$ 时, 以扰动量为输入量的系统结构图, 扰动误差的传递函数为:

$$\frac{\theta(s)}{\Delta D(s)} = \frac{K_1 K_d s}{T_1 s^2 + s + K_1 S_0}$$

① 当 $\Delta D = 10$, $S_0 = 0.21$ 时, $\frac{\theta(s)}{\Delta D(s)} = \frac{0.8s}{5s^2 + s + 1.134}$

于是可得扰动误差的拉氏变换为:

$$\theta(s) = \frac{8}{5s^2 + s + 1.134} = \frac{3.4364 \times 0.4656}{(s + 0.1)^2 + 0.2168}$$

扰动稳态误差的时间函数即输出响应为:

$$\theta(t) = 3.4364e^{-0.1t} \sin 0.4656t$$

② 当 $\Delta D = 10, S_0 = 0.92$ 时, $\frac{\theta(s)}{\Delta D(s)} = \frac{0.8s}{5s^2 + s + 4.968}$

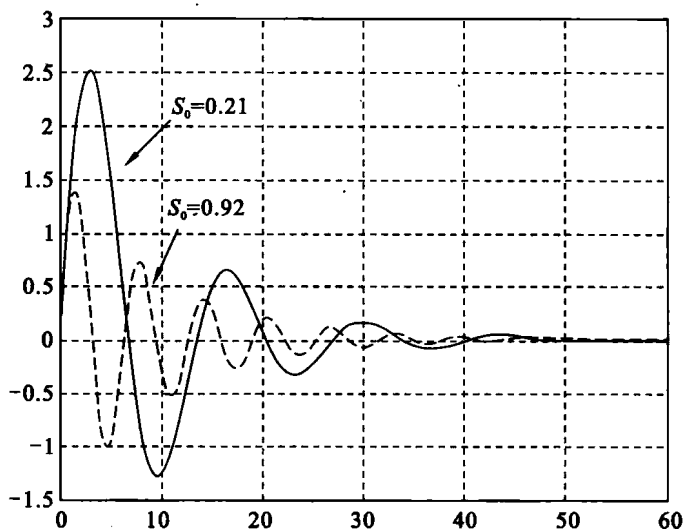
于是可得扰动误差的拉氏变换为:

$$\theta(s) = \frac{8}{5s^2 + s + 4.968} = \frac{1.6132 \times 0.9918}{(s + 0.1)^2 + 0.9836}$$

扰动稳态误差的时间函数即输出响应为:

$$\theta(t) = 1.6132e^{-0.1t} \sin 0.9918t$$

仿真图:



(2) 系统的传递函数为:

$$\frac{\theta(s)}{R(s)} = \frac{K_1 S_0}{T_1 s^2 + s + K_1 S_0} = \frac{5.4 S_0}{5s^2 + s + 5.4 S_0}$$

于是可得输出的拉氏变换为:

$$\theta(s) = \frac{10.8 S_0}{s(5s^2 + s + 5.4 S_0)}$$

① 当 $\Delta r = 2, S_0 = 0.21$ 时, $\theta(s) = \frac{2.268}{s(5s^2 + s + 1.134)} = \frac{2 \times 0.2268}{s(s^2 + 0.2s + 0.2268)}$

于是可得输出响应为:

$$\theta(t) = 2[1 - e^{-0.1t} (\cos 0.4656t + 0.2148 \sin 0.4656t)]$$

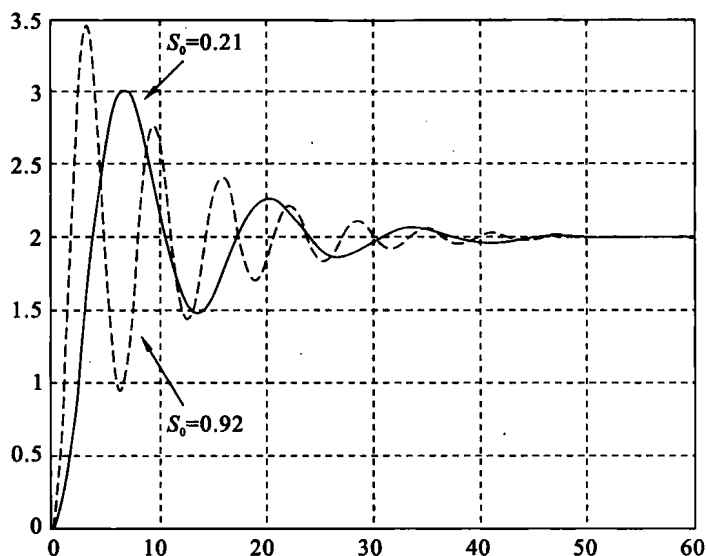
② 当 $\Delta r = 2, S_0 = 0.92$ 时, $\theta(s) = \frac{9.936}{s(5s^2 + s + 4.968)} = \frac{2 \times 0.9936}{s(s^2 + 0.2s + 0.9936)}$

于是可得输出响应为:

$$\theta(t) = 2[1 - e^{-0.1t} (\cos 0.9918t + 0.1008 \sin 0.9918t)]$$

仿真图:

(3) 积分调节速度 S_0 对设定值阶跃响应的影响:



积分调节速度 S_0 越大, 积分时间越短, 设定值阶跃响应越快, 振荡频率越高, 但调节时间越长, 系统稳定性降低;

积分调节速度 S_0 对扰动阶跃响应的影响:

积分调节速度 S_0 越大, 设定值阶跃响应越快, 振荡频率越高, 但调节时间越长, 稳态误差为零, 可以消除阶跃扰动。

(4) 比例控制系统: 调节速度快, 稳定性好, 但输出有余差, 为有差调节;

积分控制系统: 为无差调节, 稳定性比例控制系统差, 就同一对象而言, 调节过程比例控制系统缓慢。

4.11 被控对象传递函数为 $G(s) = \frac{K}{s(Ts+1)}$, 如采用积分调节器, 证明积分速度 S_0 无论为何值, 系统均不能稳定。

证明:

设积分调节器为:

$$G_c(s) = \frac{S_0}{s}$$

系统的开环传递函数为:

$$G_k(s) = G_c(s)G(s) = \frac{KS_0}{s^2(Ts+1)}$$

于是系统的特征方程为:

$$1 + G_k(s) = 0$$

即:

$$s^2(Ts+1) + KS_0 = Ts^3 + s^2 + KS_0 = 0$$

由劳斯判据知:

对于三阶微分方程 $a_0s^3 + a_1s^2 + a_2s + a_3 = 0$, 三阶系统稳定的充分条件是: 特征方程所有系数均为正, 且 $a_1a_2 > a_0a_3$ 。

因此无论积分速度 S_0 为何值, 系统都不稳定。

4.12 某液位控制系统,在控制阀开度增加 10%后,液位的响应数据如下:

t/s	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
H/mm	0	0.8	2.8	4.5	5.4	5.9	6.1	6.2	6.3	6.3	6.3

如果用具有延迟的一阶惯性环节近似,确定其参数 K 、 T 和 τ ,并根据这些参数整定 PI 控制器的参数,用仿真结果验证之。

答:① 该曲线可以近似用带纯延迟的一阶惯性环节式子来拟合,即:

$$G(s) = \frac{Ke^{-\tau s}}{Ts+1}$$

依据书中公式增益 $K = \frac{y(\infty) - y(0)}{\Delta u} = \frac{6.3}{0.1} = 63$

可以用切线法、两点法等方法,这里用两点法。

两点法求传递函数(参数 T, τ):

先将 $y(t)$ 转换成其无量纲形式 $y^*(t)$, 有 $y^*(t) = \frac{y(t)}{y(\infty)}$

在单位阶跃输入下为计算方便,可取 $y^*(t_1) = 0.39, y^*(t_2) = 0.63$, 则有

$$T = 2(t_2 - t_1)$$

$$\tau = 2t_1 - t_2$$

根据题中所给采样数据,

当 $y^*(t_1) = 0.39, y(t_1) = 2.457$ 时, $t_1 \approx 18$;

当 $y^*(t_2) = 0.63, y(t_2) = 3.969$ 时, $t_2 \approx 27$;

从而可得:

$$T = 2(t_2 - t_1) = 2 \times 9 = 18$$

$$\tau = 2t_1 - t_2 = 2 \times 18 - 27 = 9$$

传递函数为:

$$G(s) = \frac{Ke^{-\tau s}}{Ts+1} = \frac{63e^{-9s}}{18s+1}$$

② 采用动态特性参数法,按 Z-N 公式得:

$$\delta(\%) = 1.1K(\tau/T) = 1.1 \times 63 \times \frac{9}{18} = 34.65$$

$$T_I = 3.3\tau = 3.3 \times 9 = 29.7 \text{ min}$$

4.13 某控制系统的广义被控对象测试后,可用传递函数 $G_o(s) = \frac{1.5}{10s+1}e^{-2s}$ 近似,用动态特性参数法和理论算法确定采用 P 及 PI 控制器的比例带和积分时间,并进行仿真比较。

解:(1) 动态特性参数法

由 Z-N 公式知:

当采用 P 控制器时

$$K_P K = (\tau/T)^{-1.0} = 5 \text{ 即 } K_P = \frac{5}{1.5} = \frac{10}{3}$$

比例带 $\delta = \frac{1}{K_P} = 30\%$

当采用 PI 控制器时

$$K_P K = 0.9 (\tau/T)^{-1.0} = 4.5 \quad \text{即} \quad K_P = \frac{4.5}{1.5} = 3$$

$$\text{比例带 } \delta = \frac{1}{K_P} = 33.3\%$$

$$T_I/T = 3.33 (\tau/T)^{1.0} = 0.666$$

积分时间 $T_I = 6.66 \text{ min}$

(2) 理论计算法

$$\text{传递函数可近似为 } G_0(s) = \frac{1.5}{10s+1} e^{-2s} \approx \frac{1.5}{(10s+1)(2s+1)}$$

采用 P 控制器时 $G_k = \frac{1.5K_P}{(10s+1)(2s+1)}$, 则:

$$G_B = \frac{1.5K_P}{20s^2 + 12s + 1 + 1.5K_P} = \frac{1.5K_P}{1 + 1.5K_P} \frac{(1 + 1.5K_P)/20}{s^2 + 3s/5 + (1 + 1.5K_P)/20}$$

由二阶工程最佳参数知:

$$2\epsilon\omega_n = 3/5, \quad \omega_n^2 = (1 + 1.5K_P)/20K_P = 1.73$$

$$\text{得比例带 } \delta = \frac{1}{1.5K_P} = 38.5\%$$

采用 PI 控制器时由 $\arctan(-10\omega_{pr}) + \arctan(-2\omega_{pr}) = -\pi$ 可知 $\omega_{pr} = 0.67$

$$\text{由 } \frac{K_{pr}}{\sqrt{(10\omega_{pr})^2 + 1} \sqrt{(2\omega_{pr})^2 + 1}} = 1 \text{ 得临界比例增益 } K_{pr} = 11.3$$

$$\delta = 2.2\delta_{pr} = 20\%$$

$$T_I = 0.85 \times 2\pi/\omega_{pr} = 7.91 \text{ min}$$

4.14 什么是数字 PID 位置型控制算法和增量式控制算法?

答:位置式 PID 控制算法输出 $u(k)$ 是直接控制执行机构动作的, $u(k)$ 的值与执行机构的值一一对应, 算法如下:

$$u(k) = K_p \{e(k) + \frac{T}{T_I} \sum_{j=0}^k e(j) + \frac{T_D}{T} [e(k) - e(k-1)]\}$$

增量式 PID 控制算法输出 $u(k)$ 是两个相邻时刻控制输出的绝对量之差。算法如下:

$$\Delta u(k) = u(k) - u(k-1) = K_p [e(k) - e(k-1)] + K_I (k) + K_D [e(k) - 2e(k-1) + e(k-2)]$$

4.15 为什么在计算机控制装置中通常采用增量式控制算法?

答:增量式控制算法具有以下优点:

(1) 不需要做累加, 增量的确定仅与最近几次偏差采样值有关, 计算精度对控制量的计算影响较小。

(2) 得出的是控制量的增量, 误动作影响小, 必要时通过逻辑判断限制或禁止本次输出, 不会严重影响系统的工作。

(3) 不对偏差做累加, 因而也不会引起积分饱和。

(4) 采用增量型算法, 易于实现手动到自动的无冲击切换。

4.16 简述积分分离 PID 算法, 它与基本 PID 算法的区别在哪里?

答:积分分离 PID 算法基本思路: 当控制偏差较大时, 如大于人为设定的某阈值 ϵ 时, 取消积分作用, 而当控制偏差较小时, 再引入积分控制, 以消除余差, 提高控制精度。积分分离 PID 算法可表示为:

$$u(k) = K_P \{e(k) + \beta \frac{T}{T_1} \sum_{j=0}^k e(j) + \frac{T_D}{T} [e(k) - e(k-1)]\}$$

式中 β ——积分项的开关系数。 $\beta = \begin{cases} 1 & |e(k)| \leq \epsilon \\ 0 & |e(k)| > \epsilon \end{cases}$

在给定位突变时,基本PID算法的输出出现了比较大的超调量,而有积分分离算法的输出超调量较小。

4.17 数字PID控制中采样周期的选择要考虑哪些因素?

答:(1) 给定值的变化频率。

(2) 被控对象的特性。

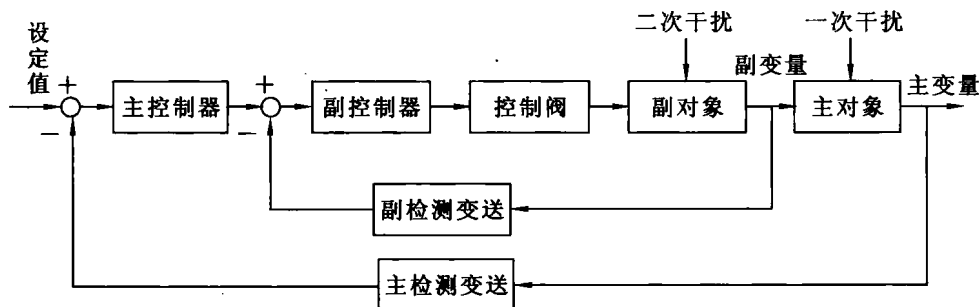
(3) 执行机构的类型。

(4) 控制的回路数。

第5章

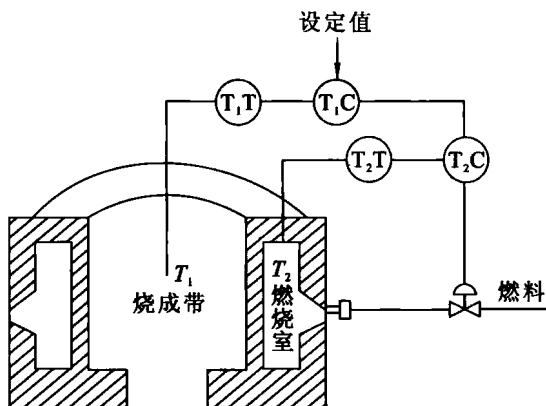
5.1 什么是串级控制系统？请画出串级控制系统的原理方框图。

答：所谓串级控制系统，就是采用两个控制器串联工作，主控制器的输出作为副控制器的设定值，由副控制器的输出去操纵控制阀，从而对主被控变量具有更好的控制效果。这样的控制系统被称为串级控制系统。原理方框图如下：



5.2 试举例说明串级控制系统克服干扰的工作过程。

答：以隔焰式隧道窑温度串级控制系统为例，见习题 5.4 图。



习题 5.4 图 隔焰式隧道窑温度串级控制工艺流程图

(1) 只存在二次干扰

假定系统只受到来自燃料压力波动的干扰。例如整个系统处于稳定状态下，突然燃料压力升高，流量加大，首先引起燃烧室温度升高，副控制器的测量值增大，但主控制器的输出暂时没变化。根据副控制器的“反”作用输出减小，“气开”式控制阀门被关小，流量调节到稳定时的大小。若干扰作用小，很快就克服了；若干扰作用强，随时间推移，主变量升高，主控制器接受到的测量信号增大。经“反”作用主控制器的输出减小，即副控制器的设定值减小，阀门再关小点，以克服干扰对主变量的影响。

(2) 只存在一次干扰

假定系统只受到来自窑车速度的干扰，速度加快，则烧成带温度降低。即对于定值主控制器来说，测量值减小，由于主控制器的“反”作用，输出增大，副控制器的测量值暂时没有变化，等效为设定值不变而测量值减小。根据副控制器的“反”作用，其输出将增大，“气开”式控制阀门开大，即加大燃料流量，燃烧室温度升高，烧成带温度回升到设定值。

5.3 串级控制系统与单回路控制系统相比有什么特点?

答:串级控制系统与单回路控制系统相比:

优点:(1)减少了对对象的时间常数。

(2)提高了系统的工作效率。

(3)增强了系统的抗干扰能力。

(4)对负荷变化有一定的自适应能力。

缺点:(1)所用的仪表较多,费用较高。

(2)有两个控制器串联工作,参数都需要整定,因而复杂、费时。

5.4 串级控制系统的副变量选择原则有哪些?

答:(1)选择时间常数较小的回路作为副环。

(2)应使主要的和更多的干扰落入副回路。

(3)应使主、副对象的时间常数匹配,即(主环时间常数) $T_{d1} > 3T_{d2}$ (副环时间常数)。

(4)应考虑工艺上的合理性、可能性和经济性。

5.5 结合实例用逻辑推理法和判别式法确定主、副控制器的正、反作用方式。

答:以隔焰式隧道窑温度串级控制系统为例,见习题 5.4 图。

(1) 逻辑推理法

(a) 副回路

将副控制器看做一个设定值不变的回路。假定燃烧室温度升高→要求燃料流量减少→要求阀上控制信号减小→要求燃烧室的温度控制器的比例作用的输出减小,所以燃烧室的温度控制器应选择“反”作用方式。

(b) 主回路

在确定主控制器的正反作用时,要利用副控制器的选择结果。

假定烧成带温度升高→要求燃料流量减少→要求阀上控制信号减小→副控制器是“反”作用,要求副控制器设定值减小→要求主控制器比例作用的输出减小,所以烧成带的温度控制器也应选择“反”作用方式。

(2) 判别式法

(a) 副回路

副控制器正反作用选择的判别式为:

$$(\text{副控制器})(\text{控制阀})(\text{副对象}) = (-)$$

其中控制阀的“±”取决于它的“气开”还是“气关”作用方式,“气开”为“+”,气关为“-”。而副对象的“±”取决于操纵变量和副被控变量的关系,操纵变量增大,副被控变量也增大时称其“+”,否则称其“-”。故燃烧室的温度控制器应选择“反”作用方式。

(b) 主回路

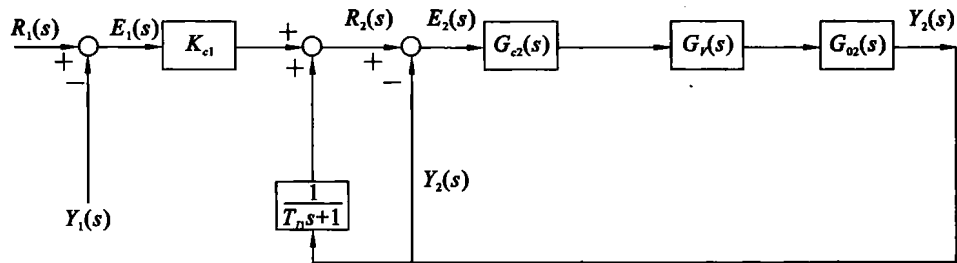
主控制器正反作用选择的判别式为:

$$(\text{主控制器})(\text{副对象})(\text{主对象}) = (-)$$

由这个判别式也可以看出,当主、副变量同向变化时,主控制器选反作用,反向变化时则选正作用。故烧成带的温度控制器也应选择“反”作用方式。

5.6 怎样防止主控制器的积分饱和? 其原理是什么?

答:采用外部积分反馈法。原理图如下:



由图可知,在动态过程中,主控制器的输出为 $R_2(s) = K_{c1} E_1(s) + \frac{1}{T_n s + 1} Y_2(s)$

系统处于正常工作时, Y_2 应不断跟踪 R_2 , 即有 $Y_2(s) = R_2(s)$, 此时的控制器的输出可以写成 $R_2(s) = K_{c1} (1 + \frac{1}{T_n s}) E_1(s)$, 此时主控制器具有 PI 控制作用, 与通常采用主控制器的输出 R_2 作为正反馈信号时一致。但是当副回路由于某种原因而出现长期偏差时, 即 $R_2(s) \neq Y_2(s)$ 时, 则主控制器的输出 R_2 与其输入信号 E_1 之间仅存在比例关系。而此时的 Y_2 只是主控制器输出的一个偏差值。在稳态时有 $r_2 = K_{c1} e_1 + y_2$, 即 r_2 不会因副回路偏差的长期存在而发生积分饱和。

5.7 串级控制系统多用于哪些场合?

答: 串级控制系统多用于以下场合:

克服变化剧烈和幅度大的干扰。

克服对象的纯滞后。

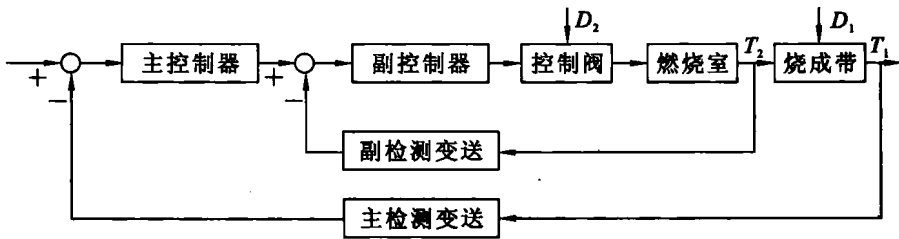
克服对象的容量滞后。

克服对象的非线性。

5.8 习题 5.5 图所示隔焰式隧道窑温度串级控制系统中, 工艺安全要求一旦停电或断气, 控制阀应立即切断燃料气源。试确定:

(1) 控制阀的作用方式。

(2) 主、副控制器的正、反作用方式。



习题 5.5 图 隔焰式隧道窑串级控制系统方框图

答: (1) 控制阀选择“气开”作用方式。

(2) 主控制器选择“反”作用方式, 副控制器选择“反”作用方式。

5.9 用两步法整定串级控制系统, 测得 4 : 1 衰减过程的参数为:

$$\delta_{2s} = 40\%; \quad T_{2s} = 10 \text{ s}; \quad \sigma_{1s} = 5\%; \quad T_1 = 120 \text{ s}$$

该系统副控制器为 P 作用, 主控制器为 PID 作用, 试求主、副控制器的整定参数。

答: 由衰减曲线法整定计算公式可得:

对于 P 作用的副控制器 $\delta = \delta_2 = 40\%$

对于 PID 作用的主控制器 $\delta = 0.8\delta_1 = 0.8 \times 5\% = 4\%$

$$T_I = 0.3T_{1s} = 0.3 \times 120 = 36s$$

$$T_D = 0.1T_{1s} = 0.1 \times 120 = 12s$$

5.10 已知副对象的 $K_{01} = 0.1$, 用一步法整定该系统, 试确定副调节器的比例度 δ_2 。设用此比例度测得 4 : 1 衰减过程的参数为 $\delta_{1s} = 40\%$, $T_1 = 5 \text{ min}$, 试求主调节器 PID 作用的整定参数, 调节器的 $\alpha = 1.73$ 。

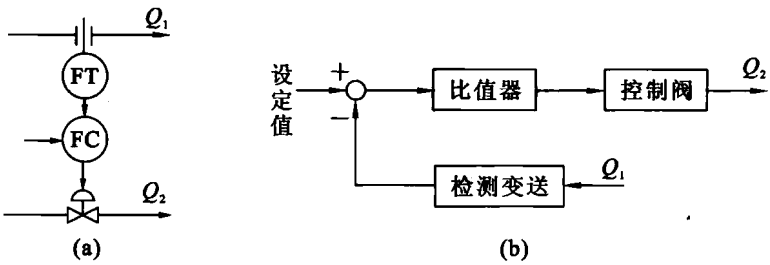
答: 由线性范围要求, $K_{c2}K_{02} = 0.5$, 可得副控制器的最大放大系数 $K_{c2} = 0.5/K_{02} = 5$ 。取 $K_{c2} = 4$, 则副调节器的比例带 $\delta_2 = 1/K_{c2} = 25\%$
主控制器的比例带 $\delta_1 = 0.8\delta_{1s} = 0.8 \times 40\% = 32\%$
积分时间 $T_I = 0.3T_{1s} = 0.3 \times 5 = 1.5 \text{ min}$
微分时间 $T_D = 0.1T_{1s} = 0.1 \times 5 = 0.5 \text{ min}$

第 6 章

6.1 比值控制系统的机构形式有哪几种？对应的工艺流程图和原理方框图如何画？工作过程各怎样？

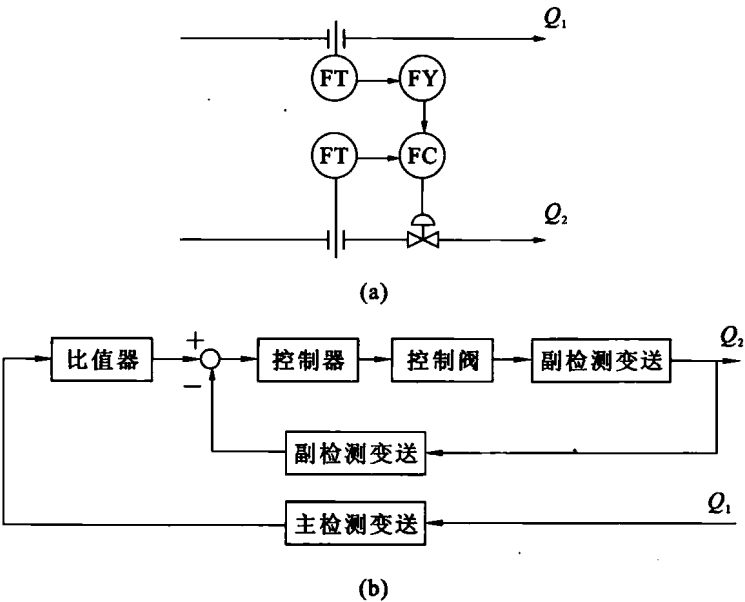
答：比值控制系统的结构形式有以下几种：

(1) 开环比值控制 在稳定状态时，两物流的流量满足 $Q_2 = KQ_1$ 的关系，当主动量 Q_1 由于受到干扰而发生变化时，比值器根据 Q_1 对设定值的偏差情况，按比例去改变控制阀的开度，使从动量 Q_2 与变化后的 Q_1 仍保持原有的比例关系。相应的工艺图和方框图如习题 6.1-1 图所示。



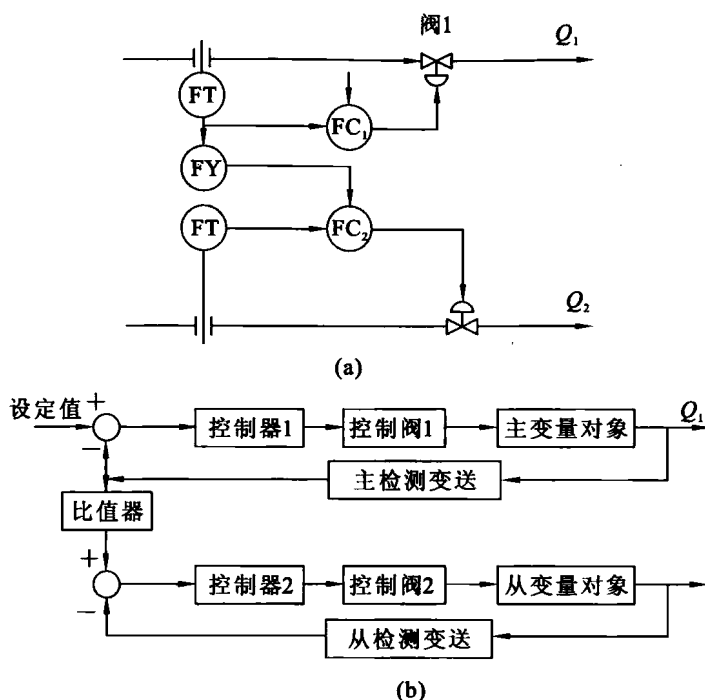
习题 6.1-1 图 开环比值控制系统的工艺图和方框图
(a) 工艺图；(b) 方框图

(2) 单闭环比值控制 在稳定状态下，两种物料保持 $Q_2 = KQ_1$ 的比值关系，当主动量不变时，比值器的输出保持不变，此时从动量回路的控制作用把变化了的 Q_2 再调回到稳态值，维持 Q_1 和 Q_2 的比值关系不变。相应的工艺图和方框图如习题 6.1-2 图所示。



习题 6.1-2 图 单闭环比值控制系统工艺图和方框图
(a) 工艺图；(b) 方框图

(3) 双闭环比值控制 当主动量受到干扰发生波动时，主动量回路对其进行定值控制，使主动量始终稳定在设定值附近，而从动量回路是一个随动控制系统，主动量 Q_1 发生变化时，通过比值器的输出使从动量回路控制器的设定值也发生改变，从而使从动量 Q_2 随着主动量 Q_1 的变化而成比例地变化。相应的工艺图和方框图如习题 6.1-3 图所示。



习题 6.1-3 图 双闭环比值控制系统工艺图和方框图

(a) 工艺图; (b) 方框图

(4) 变比值控制系统 系统在稳定状态下,主动量和从动量经检测变送,开方后送入除法器相除,除法器的输出即为它们的比值,同时又作为控制器的测量值。相应的工艺图和方框图如习题 6.1-4 图所示。

6.2 主、从动量的选择原则是什么?

答:主、从动量的选择原则如下:

(1) 分析两种物料的供应情况,将有可能供应不足的物料流量作为主动量,供应充足的物料流量作为从动量;

(2) 将对生产负荷起关键作用的物料流量作为主动量;

(3) 从安全角度考虑,分析两种物料流量分别在失控情况下,看哪一种情况必须保持比值一定,就将这种情况下的那种物料流量作为主动量。

6.3 在有开方器和无开方器的情况下,仪表比值的换算公式各是什么?

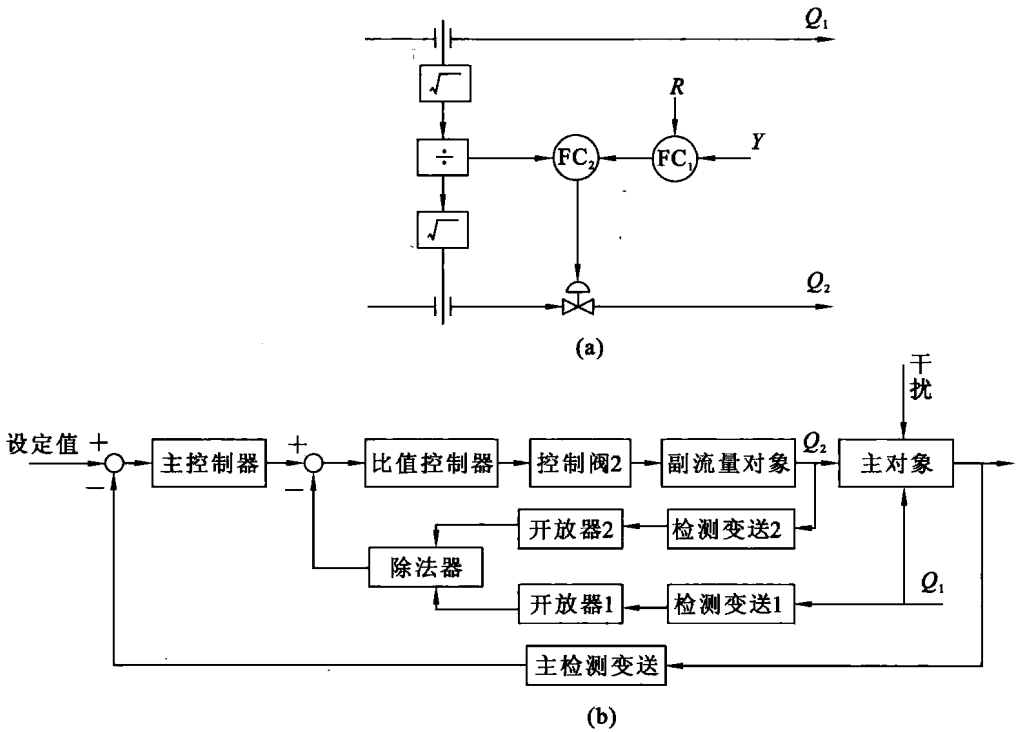
答:有开方器的仪表比值换算公式为: $K' = K \frac{Q_{1\max}}{Q_{2\max}}$

无开方器的仪表比值换算公式为: $K' = K^2 \frac{Q_{1\max}^2}{Q_{2\max}^2}$

6.4 在用乘法器实施比值控制时,为什么要求 $K' \leq 1$? 如果出现 $K' > 1$ 时该怎么办?

答:根据 DDZ-III 型单元组合式仪表的输入,输出信号只能为 4~20 mA,由 $I_s = K' \times 16 + 4$ 可知,要保证 I_s 在标准信号范围内,则要求 $K' \leq 1$ 。

若 $K' > 1$,为了使乘法器的设定电流 I_s 在标准信号范围内,可将乘法器由主流量一侧改接在从流量一侧,不失原来的比值控制作用。



习题 6.1-4 图 变比值控制系统原理工艺图和方框图

(a) 工艺图; (b) 方框图

6.5 一个比值控制系统, Q_1 变送器量程为 $0 \sim 8000 \text{ m}^3/\text{h}$, Q_2 变送器量程为 $0 \sim 10000 \text{ m}^3/\text{h}$, 流量经开方后再用气动比值器或用气动乘法器时, 若保持 $Q_2/Q_1 = K = 1.2$, 问比值器和乘法器上的比值系数应设定为何值?

解: 由题意得, 采用气动比值器时, 比值系数为: $K' = K \frac{Q_{1\max}}{Q_{2\max}} = 1.2 \times \frac{8000}{10000} = 0.96$

采用气动乘法器时, 乘法器的输入设定值为:

$$P_s = K \frac{Q_{1\max}}{Q_{2\max}} \times 0.08 + 0.02 = 1.2 \times \frac{8000}{10000} \times 0.08 + 0.02 = 0.788 \text{ MPa}$$

6.6 设已知比值 $K = Q_a/Q_b = 3$, $Q_{a\max} = 6 \times 10^3 \text{ kg/h}$, $Q_{b\max} = 2 \times 10^3 \text{ kg/h}$; 流量测量时不加开方器, 试问:

(1) 比值系数 K' 如何计算?

(2) 这时系统会出现什么问题? 如何解决?

解: (1) 因不加开方器, 所以比值系数

$$K' = K^2 \frac{Q_{b\max}^2}{Q_{a\max}^2} = 3^2 \times \frac{2^2}{6^2} = 1$$

(2) 不加开方器时, 差压式流量计的静态放大系数正比于流量, 即随负荷的增大而增大, 这样, 小负荷时系统稳定, 随着负荷的增大, 系统的稳定性会下降。为使系统的动态性能不受负荷变化的影响, 应该使用开方器。

6.7 设置均匀控制的目的是什么? 均匀控制系统有哪些特点?

答: 设置均匀控制系统的目的是使两个有关联的被控变量在规定的范围内缓慢均匀变

化,使前后设备在物料的供求上相互兼顾、均匀协调。其特点:

(1) 两被控变量都应该是变化的。

(2) 两个被控变量的调节过程应该是缓慢的,这与定值控制希望控制过程要短的要求是不同的。

(3) 两个被控变量的变化应在工艺允许的操作范围内。

6.8 如何对均匀控制系统进行参数整定?

答:均匀控制的参数整定方法有:

(1) 经验整定法 根据经验给主副控制器设置一个适当的参数,然后由小到大进行调整,使被控变量的过渡过程曲线呈缓慢的非周期衰减过程。

(2) 停留时间法 这是一种按对象的特性进行参数整定的方法。其中停留时间 t 就是操作量在被控对象的可控范围内通过所需要的时间。一般, t 约等于对象时间常数 T 的一半。一旦知道对象的停留时间,即可查表确定控制器的整定参数。

6.9 分程控制有哪些用途? 如何解决两个分程信号衔接处流量特性的折点现象?

答:分程控制的用途:

(1) 用于扩大控制阀的可调化;

(2) 满足工艺操作上的特殊要求。

要克服折点现象,维持全行程的放大倍数恒定,对于直线阀,最好选择两个流通能力接近的控制阀配合使用;若选用对数阀,两个控制阀的流通能力限制可放松,但两阀衔接处仍存在一定的突变;若想进一步克服折点现象,可采用部分分程信号重叠的办法,即小阀信号范围为 $0.02 \sim 0.065$ MPa。大阀信号范围为 $0.055 \sim 0.1$ MPa。这样,分程控制时,不等大阀全关,小阀已经开始关小;不等小阀全开,大阀已经开始渐开,从而两阀在衔接处平滑过渡。

6.10 设置选择性控制的目的是什么? 有哪些类型?

答:设置选择性控制的目的是在生产控制过程中既能自动起保护作用而又不停车,这是一种“软保护”措施。选择控制的类型有:

(1) 对被控变量的选择性控制系统;

(2) 对操作变量的选择性控制系统;

(3) 对测量信号的选择。

6.11 为什么选择控制系统中容易出现饱和和积分? 如何防止积分饱和?

答:在选择性控制系统中,无论在正常工况下,还是在异常工况下,总是有控制器处于开环待命状态。对于开环下的控制器,其偏差长时间存在,如果有积分控制作用,其输出将进入深度饱和状态,一旦选择器选中这个控制器工作,控制器因处于饱和状态而失去控制能力,只能等到退出饱和以后才能控制。

防止积分饱和用的是积分外反馈法。

第 7 章

7.1 前馈控制与反馈控制各有什么特点？在前馈控制中，如何达到全补偿？静态前馈与动态前馈有什么联系和区别？

答：反馈控制是按被控量的偏差进行控制的，前馈控制是按扰动量的变化进行控制的。

要想达到全补偿，除确定恰当的前馈控制规律外，还要保证干扰通道的传函、控制通道的传函和前馈控制器的传函都精确。

静态前馈与时间无关，而动态前馈与时间有关。静态前馈不需要专用的控制装置即可实现，但只适用于干扰通道和控制通道动态特性相似的，特别是两通道滞后相差不大的场合。静态前馈能补偿静态误差；动态前馈不仅补偿静态误差，还能补偿动态误差。实际上，静态前馈只是动态前馈的一种特殊情况。

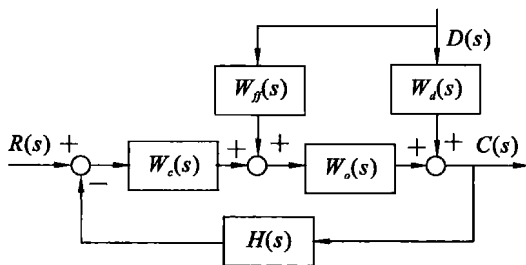
7.2 前馈控制有哪些结构形式？在工业控制中为什么很少单独使用前馈控制，而选用前馈-反馈控制系统？

答：前馈控制按结构可分为控制量补偿前馈控制和扰动量补偿前馈控制。

单纯的前馈控制实际上是一种开环控制，它只能对指定的扰动量进行补偿控制，而对其他扰动量无任何补偿作用。即使是对指定的扰动量，由于环节或系统数学模型的简化、工况的变化以及对对象特性的漂移等，也很难实现完全补偿。此外，在工业生产过程中，系统的干扰因素较多，如果对所有的扰动量进行测量并采用前馈控制，必然增加系统的复杂度。而且有些扰动量本身就无法直接测量，也就不可能实现前馈控制，因此，工业控制中很少单独使用前馈控制，而选用前馈-反馈控制。

7.3 有一前馈-反馈控制系统，其对象干扰通道的特性为 $W_d(s) = \frac{2}{10s+1}$ ，控制通道的特性为 $W_o(s) = \frac{4}{20s+1}$ ，反馈控制器为 PID 规律，试画出前馈-反馈控制系统的方框图，画出单位阶跃干扰作用下前馈控制器的输出。

解：前馈-反馈控制系统结构图如下：

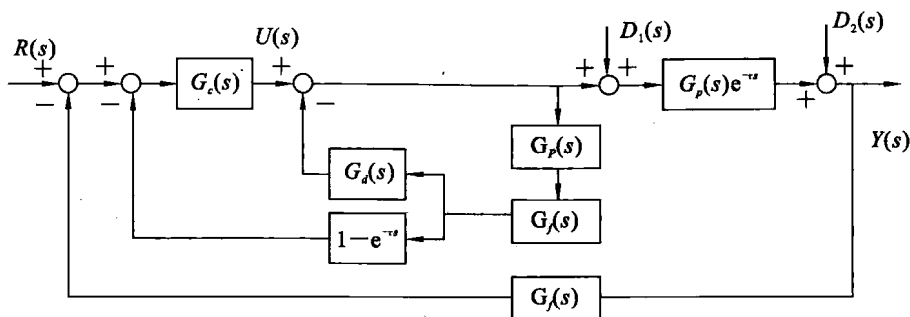


其中，前馈控制器设计为：

$$W_{ff}(s) = -\frac{W_d(s)}{W_o(s)} = -\frac{20s+1}{2(10s+1)}$$

7.4 习题 7.4 图是带 $G_f(s)$ 的 Smith 预估补偿控制系统。试导出系统对干扰 $D_1(s)$ 和 $D_2(s)$ 实现完全补偿的条件。图中 $G_d(s)$ 为抗干扰反馈控制器， $G_f(s)$ 为测量反馈环节， $G_c(s)$ 为主控制器， $G_p(s)$ 为被控对象线性部分的传递函数。

解：
$$\frac{Y(s)}{D_1(s)} = \frac{G_p(s)e^{-\tau}[G_p(s)G_f(s)G_d(s)+1+G_c(s)G_p(s)G_f(s)(1-e^{-\tau})]}{1+G_p(s)G_f(s)G_d(s)+G_c(s)G_p(s)G_f(s)(1-e^{-\tau})+G_p(s)G_c(s)G_f(s)e^{-\tau}}$$



习题 7.4 图

要对干扰 $D_1(s)$ 实现完全补偿的条件为：

$$G_p(s)G_f(s)G_d(s) + 1 + G_c(s)G_p(s)G_f(s)(1 - e^{-\tau}) = 0$$

即

$$G_d(s) = \frac{G_c(s)G_p(s)G_f(s)(e^{-\tau} - 1) - 1}{G_p(s)G_f(s)}$$

同理，要对干扰 $D_2(s)$ 实现完全补偿的条件为：

$$G_d(s) = \frac{G_c(s)G_p(s)G_f(s)(e^{-\tau} - 1) - 1}{G_p(s)G_f(s)}$$

7.5 已知某过程控制系统的传递函数为

$$G_p(s) = \frac{e^{-2s}}{3s+1}$$

试设计大林算法 $G_c(z)$ ，使系统的期望闭环传递函数为 $W_B(s) = \frac{e^{-2s}}{s+1}$ ，采样周期 $T=1s$ 。

解：

$$W_B(z) = \frac{Y(z)}{R(z)} = \frac{G_c(z)HG_p(z)}{1 + G_c(z)HG_p(z)}$$

$$G_c(z) = \frac{1}{HG_p(z)} \cdot \frac{W_B(z)}{1 - W_B(z)}$$

$$HG_p(z) = z \left[\frac{1 - e^{-Ts}}{s} \cdot \frac{e^{-2s}}{3s+1} \right] = \frac{z^{-3}(1 - e^{-1/3})}{1 - e^{-1/3}z^{-1}}$$

$$W_B(z) = z \left[\frac{1 - e^{-Ts}}{s} \cdot \frac{e^{-2s}}{s+1} \right] = \frac{z^{-3}(1 - e^{-1})}{1 - e^{-1}z^{-1}}$$

$$\text{故所设计的大林算法 } G_c(z) = \frac{(1 - e^{-1/3}z^{-1})(1 - e^{-1})}{(1 - e^{-1/3})[1 - e^{-1}z^{-1} - z^{-3}(1 - e^{-1})]}$$

7.6 设被控对象的传递函数为

$$G_p(s) = \frac{e^{-2.92s}}{6.68s+1}$$

如果期望的闭环传递函数为 $W_B(s) = \frac{e^{-2.92s}}{4s+1}$ ，采样周期 $T=2s$ 。

(1) 试问用大林算法设计的控制算法是否会产生振铃现象？为什么？

(2) 设计大林控制算法 $G_c(z)$ ，若有振铃，设法消除它。

解：(1) $T_p = 6.68, T_b = 4$

显然 $T_p > T_b$ ，故存在振铃现象。

(2)

$$HG_p(z) = z \left[\frac{1 - e^{-Ts}}{s} \cdot \frac{e^{-2.92s}}{4s + 1} \right] = \frac{0.1493z^{-2}(1 + 0.733z^{-1})}{1 - 0.7423z^{-1}}$$

$$W_B(z) = z \left[\frac{1 - e^{-Ts}}{s} \cdot \frac{e^{-2.92s}}{4s + 1} \right] = \frac{0.2366z^{-2}(1 - 0.663z^{-1})}{1 - 0.6065z^{-1}}$$

$$G_c(z) = \frac{1}{HG_p(z)} \cdot \frac{W_B(z)}{1 - W_B(z)} = \frac{1.5847 \times (1 - 0.7423z^{-1})(1 - 0.663z^{-1})}{(1 + 0.733z^{-1})(1 - z^{-1})(1 + 0.3935z^{-1} + 0.1569z^{-2})}$$

为消除振铃现象,令振铃因子中的 $z=1$,故大林控制算法

$$G_c(z) = \frac{0.9144 \times (1 - 0.7423z^{-1})(1 - 0.663z^{-1})}{(1 - z^{-1})(1 + 0.3935z^{-1} + 0.1569z^{-2})}$$

第8章

8.1 常用的解耦设计方法有哪几种？试说明其优缺点。

答：常用的解耦设计方法有：

(1) 前馈补偿解耦法 该方法结构简单，易于实现，效果显著，应用广泛。但单独采用前馈补偿解耦法一般不能同时实现对抗动量以及参考输入对输出的解耦。

(2) 反馈解耦法 可以实现完全解耦，原耦合系统等效成为具有两个独立控制通道的系统。

(3) 对角阵解耦法 可以实现完全解耦，但随变量的增加，解耦器越来越复杂，不易于简化，难以实现。

(4) 单位阵解耦法 提高控制质量，减少动态偏差，加快响应速度，缩短调节时间。

8.2 已知在所有控制回路均开环的条件下，某一过程的开环增益矩阵为

$$K = \begin{bmatrix} 0.58 & -0.36 & -0.36 \\ 0.73 & -0.61 & 0 \\ 1 & 1 & 1 \end{bmatrix}$$

试求出相对增益矩阵，并选出最佳的控制回路。分析此过程是否需要解耦。

解：

$$P = K = \begin{bmatrix} 0.58 & -0.36 & -0.36 \\ 0.73 & -0.61 & 0 \\ 1 & 1 & 1 \end{bmatrix}$$

$$\text{则相对增益矩阵 } \Delta = P \cdot (P^{-1})^T = \begin{bmatrix} 0.62 & -0.46 & 0.84 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0.38 & 0.46 & 0.16 \end{bmatrix}$$

因为 $\lambda_{13}=0.84, \lambda_{22}=1$ ，所以选择 U_3 控制 Y_1, U_2 控制 Y_2, U_1 控制 Y_3 。

因为 $\lambda_{12}=-0.46$ ，所以存在严重耦合，必须进行解耦设计。

8.3 现有一个三种液体混合系统。混合液流量为 Q ，被控量为混合液的密度 ρ 和粘度 ν ，它们满足下列关系，

$$\rho = \frac{au_1 + bu_2}{Q}; \quad \nu = \frac{cu_1 + du_2}{Q}$$

式中， u_1, u_2 为两个可控流量， a, b, c, d 为物理常数。试求系统的相对增益矩阵。若设 $a=b=c=0.5, d=1.0$ ，求相对增益，并对计算结果进行分析。

$$\text{解：因为} \quad \begin{bmatrix} \Delta\rho \\ \Delta\nu \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} p_{11} & p_{12} \\ p_{21} & p_{22} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta u_1 \\ \Delta u_2 \end{bmatrix} = \frac{1}{Q} \begin{bmatrix} a & b \\ c & d \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta u_1 \\ \Delta u_2 \end{bmatrix}$$

所以

$$P = \begin{bmatrix} \frac{a}{Q} & \frac{b}{Q} \\ \frac{c}{Q} & \frac{d}{Q} \end{bmatrix}$$

由公式 $\lambda_{ij} = p_{ij} \frac{P_{ij}}{\det P}$ 得相对增益矩阵为

$$\begin{bmatrix} \frac{ad}{ad-bc} & \frac{bc}{bc-ad} \\ \frac{bc}{bc-ad} & \frac{ad}{ad-bc} \end{bmatrix}$$

若 $a=b=c=0.5, d=1.0$, 则相对增益矩阵为

$$\begin{bmatrix} 2 & -1 \\ -1 & 2 \end{bmatrix}$$

由于 $\lambda_{11}=\lambda_{22}=2, \lambda_{12}=\lambda_{21}=-1$, 所以存在严重耦合, 需要进行解耦设计。

8.4 已知被控对象的传递矩阵为:

$$G_p(s) = \begin{bmatrix} \frac{1}{(s+1)^2} & \frac{-1}{2s+1} \\ \frac{1}{3s+1} & \frac{1}{s+1} \end{bmatrix}$$

期望的闭环传递矩阵为:

$$G_B(s) = \begin{bmatrix} \frac{1}{s+1} & 0 \\ 0 & \frac{1}{s+1} \end{bmatrix}$$

试设计调节器-解耦环节的参数。

解: 由于 $G_p(s) = \begin{bmatrix} \frac{1}{(s+1)^2} & \frac{-1}{2s+1} \\ \frac{1}{3s+1} & \frac{1}{s+1} \end{bmatrix}$

而期望的闭环传递函数为 $G_B(s) = \begin{bmatrix} \frac{1}{s+1} & 0 \\ 0 & \frac{1}{s+1} \end{bmatrix}$

所以期望的开环传递函数为 $G_K(s) = \begin{bmatrix} \frac{1}{s} & 0 \\ 0 & \frac{1}{s} \end{bmatrix}$

采用对角阵解耦法

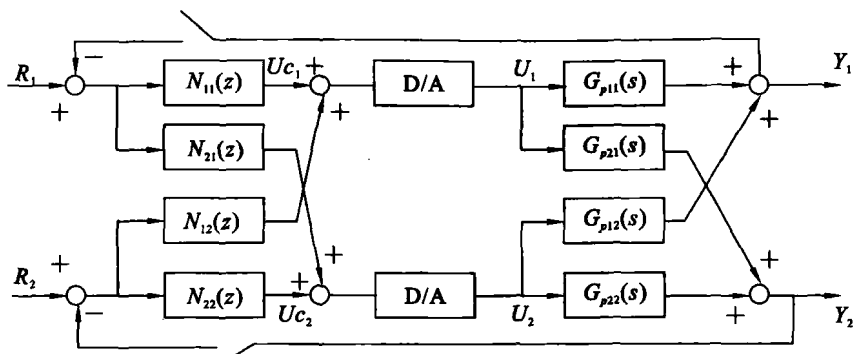
$$G_p(s)N(s) = G_K(s)$$

所以解耦环节的参数

$$\begin{aligned} N(s) &= G_p^{-1}(s)G_K(s) \\ &= \begin{bmatrix} \frac{6s^4+17s^3+17s^2+7s+1}{s^4+9s^3+8s^2+2s} & -\frac{2s^4+7s^3+9s^2+5s+1}{s^4+9s^3+8s^2+2s} \\ \frac{3s^4+10s^3+12s^2+6s+1}{s^4+9s^3+8s^2+2s} & \frac{6s^3+11s^2+6s+1}{s^4+9s^3+8s^2+2s} \end{bmatrix} \end{aligned}$$

8.5 将习题 8.4 的解耦控制系统离散化为计算机解耦控制系统, 并画出系统的结构图。设采样周期 $T_s=1$ s。

解：离散化后的计算机解耦控制系统结构图如下：



取采样周期 $T_s=1$ s, 利用 MATLAB 的 d2c 函数, 易求得离散化后的解耦环节为:

$$N_{11}(z) =$$

$$6z^4 - 17.46z^3 + 19.32z^2 - 9.565z + 1.783$$

$$z^4 - 2.225z^3 + 1.607z^2 - 0.3816z + 0.0001234$$

$$N_{12}(z) =$$

$$-2z^4 + 5.415z^3 - 5.838z^2 + 2.888z - 0.5429$$

$$z^4 - 2.225z^3 + 1.607z^2 - 0.3816z + 0.0001234$$

$$N_{21}(z) =$$

$$3z^4 - 8.312z^3 + 9.001z^2 - 4.443z + 0.8323$$

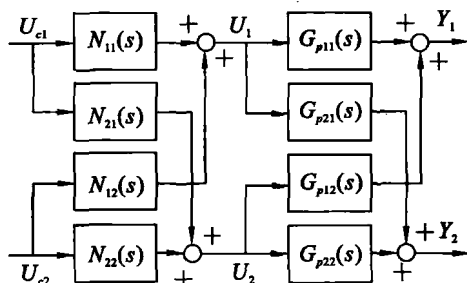
$$z^4 - 2.225z^3 + 1.607z^2 - 0.3816z + 0.0001234$$

$$N_{22}(z) =$$

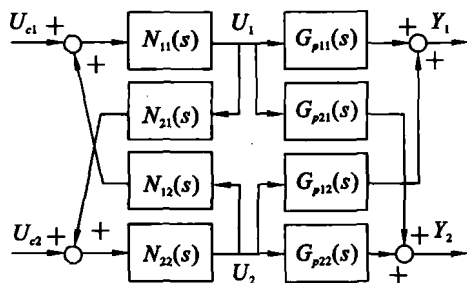
$$1.292z^3 - 2.293z^2 + 1.333z - 0.2534$$

$$z^4 - 2.225z^3 + 1.607z^2 - 0.3816z + 0.0001234$$

8.6 两个双变量耦合系统如习题 8.6 图所示, 设对象特性 $G_{p11}(s)$ 、 $G_{p12}(s)$ 、 $G_{p21}(s)$ 、 $G_{p22}(s)$ 均已知, 求解耦环节的传递矩阵 $N(s)$ 。试比较(a)与(b)两解耦环节的复杂性, 并从物理概念上进行解释。



(a)



(b)

习题 8.6 图

$$\text{解: (1)} \begin{bmatrix} Y_1 \\ Y_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{p11} & G_{p12} \\ G_{p21} & G_{p22} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} N_{11} & N_{12} \\ N_{21} & N_{22} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_{c1} \\ U_{c2} \end{bmatrix}$$

由对角阵解耦原理

$$\begin{aligned} \begin{bmatrix} N_{11} & N_{12} \\ N_{21} & N_{22} \end{bmatrix} &= \begin{bmatrix} G_{p11} & G_{p12} \\ G_{p21} & G_{p22} \end{bmatrix}^{-1} \begin{bmatrix} G_{p11} & 0 \\ 0 & G_{p22} \end{bmatrix} \\ &= \begin{bmatrix} \frac{G_{p11} G_{p22}}{G_{p11} G_{p22} - G_{p12} G_{p21}} & \frac{-G_{p12} G_{p22}}{G_{p11} G_{p22} - G_{p12} G_{p21}} \\ \frac{-G_{p11} G_{p21}}{G_{p11} G_{p22} - G_{p12} G_{p21}} & \frac{G_{p11} G_{p22}}{G_{p11} G_{p22} - G_{p12} G_{p21}} \end{bmatrix} \end{aligned}$$

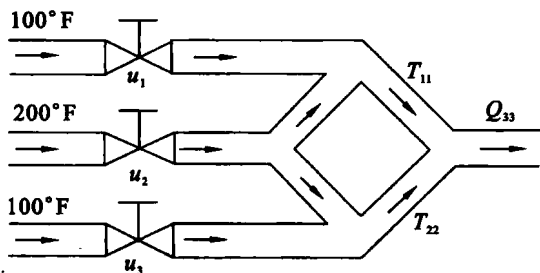
(2) 由 $\begin{cases} U_1 = (U_{c1} + U_2 N_{12}) N_{11} \\ U_2 = (U_{c2} + U_1 N_{21}) N_{22} \end{cases}$ 可得:

$$\begin{bmatrix} U_1 \\ U_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{N_{11}}{\Delta} & \frac{N_{11} N_{12} N_{22}}{\Delta} \\ \frac{N_{11} N_{21} N_{22}}{\Delta} & \frac{N_{22}}{\Delta} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_{c1} \\ U_{c2} \end{bmatrix}, \text{ 其中 } \Delta = 1 - N_{11} N_{12} N_{21} N_{22},$$

仍按对角阵解耦要求, 可以求得 $\begin{bmatrix} N_{11} & N_{12} \\ N_{21} & N_{22} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 & -\frac{G_{p12}}{G_{p11}} \\ -\frac{G_{p21}}{G_{p22}} & 1 \end{bmatrix}$

(3) 从(1)和(2)的结果可以看出, 图(a)所示解耦环节较图(b)所示解耦环节复杂。一个直观的解释是, 图(a)所示解耦环节中, U_{c1} 对 Y_2 的耦合影响需要 U_1 和 U_2 中的补偿部分共同作用方能抵消, 即需要设计 N_{11} 和 N_{21} ; 而图(b)所示解耦环节中, U_{c1} 对 Y_2 的耦合影响仅通过 U_1 产生, 也仅需 U_1 通过 N_{21} 便能消除, 故只需设计 N_{21} , 而 N_{11} 只需简单设计为 1 即可。出于对称的考虑, U_{c2} 对 Y_1 的解耦设计可按同样的思路分析。

8.7 某流量混合控制系统如习题 8.7 图所示, 设 u_1 、 u_3 通过温度为 100 °F 的流体, u_2 通过温度为 200 °F 的流体, 系统的配置完全对称, 通过 u_1 、 u_3 的流体与通过 u_2 的流体在两边管中进行混合。要求控制混合后流体的温度 T_{11} 和 T_{22} 以及总流量 Q_{33} 。调节量为 u_1 、 u_2 、 u_3 , 试求取正确的变量配对。



习题 8.7 图

解: 由题意, 系统配置完全对称, 故有变量关系:

$$\begin{cases} T_{11} = 100 \times k \times u_1 + 200 \times k \times \frac{1}{2} u_2 = u_1 + u_2 \\ T_{11} = 100 \times k \times u_3 + 200 \times k \times \frac{1}{2} u_2 = u_2 + u_3 \\ Q_{33} = u_1 + u_2 + u_3 \end{cases}$$

于是第一放大系数为:

$$P = \begin{bmatrix} \frac{\partial T_{11}}{\partial u_1} & \frac{\partial T_{11}}{\partial u_2} & \frac{\partial T_{11}}{\partial u_3} \\ \frac{\partial T_{22}}{\partial u_1} & \frac{\partial T_{22}}{\partial u_2} & \frac{\partial T_{22}}{\partial u_3} \\ \frac{\partial Q_{33}}{\partial u_1} & \frac{\partial Q_{33}}{\partial u_2} & \frac{\partial Q_{33}}{\partial u_3} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 & 1 & 0 \\ 0 & 1 & 1 \\ 1 & 1 & 1 \end{bmatrix}$$

相对增益矩阵为:

$$\Lambda = P \cdot [P^{-1}]^T = \begin{matrix} & \begin{matrix} u_1 & u_2 & u_3 \end{matrix} \\ \begin{matrix} T_{11} \\ T_{22} \\ Q_{33} \end{matrix} & \begin{bmatrix} 0 & 1 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 1 & -1 & 1 \end{bmatrix} \end{matrix}$$

因此,合理的变量配对方案可以为:

- (1) u_1 控制 Q_{33} , u_2 控制 T_{11} 或 T_{22} ;
- (2) u_3 控制 Q_{33} , u_2 控制 T_{11} 或 T_{22} 。

第9章

9.1 回答以下问题:

(1) 与同一模糊现象对应的隶属度是否是唯一的? 为什么? 并举例说明。

(2) 模糊控制表的确定过程是否完全具有客观性, 有无包含人的主观因素? 为什么? 请具体说明。

答: (1) 同一模糊现象对应的隶属度不是唯一的, 因为隶属度的定义与模糊集合的论域及定义隶属度的方法均有关系。例如, 同样表示个子高这个模糊现象, 在亚洲人的群体(论域)中可以定义 175 m 属于个子高的隶属度为 0.8, 而在欧洲人群体(论域中)中, 可以定义 175 m 属于个子高的隶属度为 0.7; 且其中的隶属度值 0.8 和 0.7 也是人为确定的, 没有唯一性。

(2) 模糊控制规则表的确定过程并非完全客观。因为在将模糊控制经验转化为模糊控制规则表的过程中, 需要确定模糊变量的隶属度, 而隶属度的确定依靠人的主观因素。例如, 对控制规则“若输出远小于给定(偏差负大), 且偏差变化率为负, 则控制量应最大”, 在将该规则编制成规则表时, 首先要确定“偏差负大”等模糊概念的隶属度, 而这里隶属度的确定就是人的主观因素决定的。

9.2 计算以下模糊集的并 $\underline{A} \cup \underline{B}$ 、交 $\underline{A} \cap \underline{B}$ 和补 $\bar{\underline{A}}$ 、 $\bar{\underline{B}}$:

$$(1) \underline{A} = (0.8, 0.4, 0.3)$$

$$\underline{B} = (0.1, 0.2, 0.5)$$

$$(2) \underline{A} = \frac{0.5}{x_1} + \frac{0.35}{x_2} + \frac{0.4}{x_3} + \frac{0.25}{x_4} + \frac{0.3}{x_5}$$

$$\underline{B} = \frac{0.65}{x_1} + \frac{0.3}{x_2} + \frac{0.8}{x_3} + \frac{0.1}{x_4} + \frac{0.7}{x_5}$$

$$\text{解: (1) } \underline{A} \cup \underline{B} = (0.8 \quad 0.4 \quad 0.5), \underline{A} \cap \underline{B} = (0.1 \quad 0.2 \quad 0.3),$$

$$\bar{\underline{A}} = (0.2 \quad 0.6 \quad 0.7), \bar{\underline{B}} = (0.9 \quad 0.8 \quad 0.5)$$

$$(2) \underline{A} \cup \underline{B} = \frac{0.65}{x_1} + \frac{0.35}{x_2} + \frac{0.8}{x_3} + \frac{0.25}{x_4} + \frac{0.7}{x_5}$$

$$\underline{A} \cap \underline{B} = \frac{0.5}{x_1} + \frac{0.3}{x_2} + \frac{0.4}{x_3} + \frac{0.1}{x_4} + \frac{0.3}{x_5}$$

$$\bar{\underline{A}} = \frac{0.5}{x_1} + \frac{0.65}{x_2} + \frac{0.6}{x_3} + \frac{0.75}{x_4} + \frac{0.7}{x_5}$$

$$\bar{\underline{B}} = \frac{0.35}{x_1} + \frac{0.7}{x_2} + \frac{0.2}{x_3} + \frac{0.9}{x_4} + \frac{0.3}{x_5}$$

9.3 已知在论域 X 上, 有模糊集 $\underline{A} = (0.7, 0.5, 0.2)$, 在 Y 上, 有模糊集 $\underline{B} = (0.1, 0.2, 0.5)$, 试计算:

(1) X 到 Y 的模糊关系 \underline{R} 。

(2) 若论域 X 上有模糊子集 $\underline{A}_1 = (0.1, 0.2, 0.3)$, 试通过模糊变换, 求 \underline{A}_1 的象 \underline{B}_1 。

解: (1) X 到 Y 的模糊关系 \underline{R} 为:

$$\underline{R} = \underline{A} \times \underline{B} = \begin{bmatrix} 0.7 \\ 0.5 \\ 0.2 \end{bmatrix} \times (0.1 \quad 0.2 \quad 0.5) = \begin{bmatrix} 0.1 & 0.2 & 0.5 \\ 0.1 & 0.2 & 0.5 \\ 0.1 & 0.2 & 0.2 \end{bmatrix}$$

(2) \underline{A}_1 的象 \underline{B}_1 为:

$$\underline{B}_1 = \underline{A}_1 \circ \underline{R} = (0.1 \quad 0.2 \quad 0.3) \circ \begin{bmatrix} 0.1 & 0.2 & 0.5 \\ 0.1 & 0.2 & 0.5 \\ 0.1 & 0.2 & 0.2 \end{bmatrix} = (0.1 \quad 0.2 \quad 0.2)$$

9.4 求以下模糊矩阵的 $\underline{A} \cup \underline{B}$ 、 $\underline{A} \cap \underline{B}$ 和 $\underline{A} \circ \underline{B}$:

$$(1) \underline{A} = \begin{bmatrix} 0.2 & 0.4 \\ 0.6 & 0.5 \end{bmatrix} \quad \underline{B} = \begin{bmatrix} 0.8 & 0.6 \\ 0.4 & 0.2 \end{bmatrix}$$

$$(2) \underline{A} = \begin{bmatrix} 0.1 & 0.2 & 0.6 \\ 0.3 & 0.1 & 0.2 \\ 0.5 & 0.8 & 0.4 \end{bmatrix} \quad \underline{B} = \begin{bmatrix} 0.4 & 0.25 & 0.8 \\ 0.2 & 0.4 & 0.6 \\ 0.3 & 0.5 & 0.1 \end{bmatrix}$$

$$\text{解: (1) } \underline{A} \cup \underline{B} = \begin{pmatrix} 0.8 & 0.6 \\ 0.6 & 0.5 \end{pmatrix}, \underline{A} \cap \underline{B} = \begin{pmatrix} 0.2 & 0.4 \\ 0.4 & 0.2 \end{pmatrix}$$

$$\underline{A} \circ \underline{B} = \begin{pmatrix} (0.2 \wedge 0.8) \vee (0.4 \wedge 0.4) & (0.2 \wedge 0.6) \vee (0.4 \wedge 0.2) \\ (0.6 \wedge 0.8) \vee (0.5 \wedge 0.4) & (0.6 \wedge 0.6) \vee (0.5 \wedge 0.2) \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 0.4 & 0.2 \\ 0.6 & 0.6 \end{pmatrix}$$

$$(2) \underline{A} \cup \underline{B} = \begin{bmatrix} 0.4 & 0.25 & 0.8 \\ 0.3 & 0.4 & 0.6 \\ 0.5 & 0.8 & 0.4 \end{bmatrix}, \underline{A} \cap \underline{B} = \begin{bmatrix} 0.1 & 0.2 & 0.6 \\ 0.2 & 0.1 & 0.2 \\ 0.3 & 0.5 & 0.1 \end{bmatrix},$$

$$\underline{A} \circ \underline{B} = \begin{bmatrix} 0.3 & 0.5 & 0.2 \\ 0.3 & 0.25 & 0.3 \\ 0.4 & 0.4 & 0.6 \end{bmatrix}$$

9.5 试写出以下控制规则的模糊关系算式:

(1) “若 \underline{A} 则 \underline{B} ”

(2) “若 \underline{A} 且 \underline{B} 且 \underline{C} 则 \underline{D} ”

解: (1) $\underline{R} = \underline{A} \times \underline{B}$

(2) $\underline{R} = \underline{A} \times \underline{B} \times \underline{C} \times \underline{D}$

9.6 已知某模糊控制器的控制规则为“若 \underline{A} 且 \underline{B} 则 \underline{C} ”, 且

$$\underline{A} = (0.5, 0.8) \quad \underline{B} = (0.3, 0.5, 0.6) \quad \underline{C} = (0.4, 0.2)$$

(1) 求模糊关系 \underline{R} ;

(2) 若已知

$$\underline{A}_1 = (0.2, 0.4) \quad \underline{B}_1 = (0.6, 0.8, 1)$$

求 \underline{C}_1 。

解: (1) 模糊关系 $\underline{R} = \underline{A} \times \underline{B} \times \underline{C}$

$$\text{其中 } \underline{D} \triangleq \underline{A} \times \underline{B} = \begin{pmatrix} 0.5 \\ 0.8 \end{pmatrix} \times (0.3 \quad 0.5 \quad 0.6) = \begin{pmatrix} 0.3 & 0.5 & 0.5 \\ 0.3 & 0.5 & 0.6 \end{pmatrix}$$

所以

$$\underline{R} = \underline{A} \times \underline{B} \times \underline{C} = \underline{D} \times \underline{C} = \underline{D}^T \circ \underline{C}$$

$$= \begin{bmatrix} 0.3 \\ 0.5 \\ 0.5 \\ 0.3 \\ 0.5 \\ 0.6 \end{bmatrix} \circ (0.4 \quad 0.2) = \begin{bmatrix} 0.3 & 0.2 \\ 0.4 & 0.2 \\ 0.4 & 0.2 \\ 0.3 & 0.2 \\ 0.4 & 0.2 \\ 0.4 & 0.2 \end{bmatrix}$$

$$(2) \underline{D}_1 \triangleq \underline{A}_1 \times \underline{B}_1 = \begin{pmatrix} 0.2 \\ 0.4 \end{pmatrix} \times (0.6 \quad 0.8 \quad 0.1) = \begin{pmatrix} 0.2 & 0.2 & 0.1 \\ 0.4 & 0.4 & 0.1 \end{pmatrix}$$

$$\underline{C}_1 = \underline{D}_1 \circ \underline{R}$$

$$= (0.2 \quad 0.2 \quad 0.1 \quad 0.4 \quad 0.4 \quad 0.1) \circ \begin{bmatrix} 0.3 & 0.2 \\ 0.4 & 0.2 \\ 0.4 & 0.2 \\ 0.3 & 0.2 \\ 0.4 & 0.2 \\ 0.4 & 0.2 \end{bmatrix}$$

$$= (0.2 \quad 0.1)$$

第 12 章

12.1 集散控制系统产生的原因是什么?为什么集散控制系统能得到广泛应用?

答:随着现代工业的飞速发展,工业生产过程日益复杂,工业生产过程的设备、信息、知识密集程度越来越高,因而对过程控制和生产管理系统提出了更高的要求。特别是 20 世纪 50 年代末期,计算机开始进入过程控制领域,数字控制技术得到了极大的发展,集散控制系统正是在这种背景下产生的。集散控制系统能得到广泛应用是因为运行人员在中央控制室获得整个生产过程中的有关信息,能够及时、有效地进行各部分之间的协调控制,这有利于安全经济运行。就整个控制系统而言,某一局部的控制器发生故障,不会对整个系统造成严重影响。

12.2 与直接数字控制系统相比较,集散控制系统的优点是什么?

答:集散控制系统能把控制功能分散在不同的计算机中完成,并且采用通信技术实现各部分之间的联系和协调。相比于直接数字控制系统,系统的可靠性大大提高。

12.3 集散控制系统的发展方向是什么?

答:集散控制系统的体系结构上:从传统的水平分散式或层次分散式的系统结构发展为“自律分散”的系统结构。自律分散系统的关键在于提高子系统本身的自律性,同时强调子系统的均质性、局域性和自含性。

集散控制系统的体系结构上:集散控制系统的上层将与国际互联网融合在一起,而下层将采用现存总线通信技术,使通信网络延伸到现场,最终实现底层网、企业网和互联网的三网融合。

ELC 综合技术:把电气控制、仪表控制和计算机控制等功能统一由集散控制系统完成,是今后的发展方向。采用 ELC 综合技术的集散控制系统,可在过程控制站实现某个子系统需要的全部电机、仪表及计算机控制功能。

人机接口技术:工业图形显示系统 IGS 是最常用的人机接口设备之一。IGS 目前正向着高速度、高密度、多画面和大屏幕的方向发展。

标准化、通用化技术:集散控制系统的另一个重要的发展方向是大量采用标准化和通用化技术。

12.4 写出下列缩略词的中、英文名称:SCC,DDC,DCS,CIMS,FCS。

答:SCC:监督控制系统(Supervisory Computer Control)

DDC:直接数字控制(Direct Digital Control)

DCS:集散控制系统(Distributed Control System)

CIMS:计算机集成制造系统(Computer Integration Manufacture System)

FCS:现场总线控制系统(Fieldbus Control System)

12.5 什么是集散控制系统?它的主要特点是什么?

答:集散控制系统是一种分散控制、集中管理的控制系统、是将生产过程监视、控制技术和计算机网络高度综合的产物。其主要特点是:(1)适应性和扩展性强,在结构上采用了常规控制系统的模块化设计方法。(2)控制能力强,控制功能主要是由软件实现的,而不是完全依靠改变硬件配置,因此它具有高度的灵活性和完善的控制能力。(3)可靠性好,系统结构采用模块化设计,单元故障不会影响到全局。软件方式控制,硬件接线故障率低。(4)可维修性好,系统模块化结构且采用计算机控制,所以有比较完善的在线故障诊断技术。(5)安装费用低,由于硬件接线大量减少,所以集散控制系统的安装工作量仅为常规控制系

统的一半左右。

12.6 集散控制系统的设计思想是什么？

答：集散控制系统的主要设计思想是把控制功能分散在不同的计算机中完成，并且采用通信技术实现各部分之间的联系和协调。

12.7 集散控制系统一般由哪几部分组成？各自主要功能是什么？

答：主要由四层结构组成：自下而上分别是现场级、控制级、监控级和管理级。现场级设备一般位于被控生产过程的附近，包括各种传感器和变送器，它们将生产过程中的各种物理量转换为电信号。控制级主要由过程控制站和数据采集站构成，它们接收由现场设备传来的信号，按照一定的控制规则计算出所需的控制量，并送回到现场的执行器中去。监控级的主要设备有运行员操作站、工程师站和计算站，用来对生产过程进行配置、操作、组态、调试和维护。管理级主要面向厂长、经理等行政和运行管理人员，通过记录的各种数据辅助管理人员进行决策，帮助企业实现目标。

12.8 什么是计算机网络？集散系统的通信网络常采用什么类型的网络形式？

答：计算机网络就是用通讯设备和线路，将处在不同地方和空间位置、操作相对独立的多个计算机连接起来，再配置一定的系统和应用软件，在原本独立的计算机之间实现软硬件资源共享和信息传递，那么这个系统就成为计算机网络了。集散控制系统的上层与国际互联网融合在一起，而下层将采用现场总线通信技术，使通信网络延伸到现场。

12.9 OSI 参考模型分为几层？各层的主要作用是什么？

答：OSI 参考模型分为以下几层：

物理层，在信息通道上传输未经处理的信息；

数据链路层，将可能有差错的物理链路改造成对于网络层来说是无差错的传输线路。

网络层，也称分组层，它的任务是使网络中传输分组；

传输层，从会话层接收数据，把它们传到网络层并保证这些数据全部正确地到达另一端；

会话层，它控制建立或结束一个通信会话的进程，这一层检查并决定一个正常的通信是否正在发生；

表示层，实现不同信息格式和编码之间的转换；

应用层，规定在不同应用情况下所允许的报文集合对每个报文所采取的动作，解决了数据传输完整性的问题或与发送/接收设备的速度不匹配的问题。

12.10 提高集散控制系统的可靠性的途径有哪些？在软件、硬件方面各有什么措施？

答：(1) 系统采用模块化结构，每个过程控制站仅控制少数几个控制回路，个别回路或单元故障不会影响全局；

(2) 集散控制系统广泛采用各种冗余技术，例如对电源、通信系统、过程控制站等都采用了计算机控制的冗余技术；

(3) 集散控制系统采用软件模块组态方法形成各种控制方案，取消了常规控制系统中各种模块之间的连接导线，大大减少了由连接导线和连接端子所造成的故障。

12.11 HS2000 系统的基本特点是什么？

答：(1) 高可靠性；

(2) 直观、方便的操作；

(3) 方便的维护手段；

(4) 系统的开放性；

(5) 完善的质量保证体系;

12.12 HS2000 系统的结构组成有何特点?

答:(1) HS2000 系统的三层网络结构:系统由管理协调网络、系统网络、控制网络三层构成,根据不同的系统规模可以灵活配置成 HS2000 系统的大型、中型和小型系统。

(2) HS2000 系统的 I/O 现场控制站:I/O 现场控制站最多包括 4 个卡件模板,还有现场电源、接线端子、风扇等设备。

(3) HS2000 系统的操作员站:可以完成诸如总貌显示、工艺画面显示、控制分组调节、趋势曲线显示、报警观察处理、生产记录报表的在线打印、运行状态及故障显示等功能。

(4) HS2000 系统的工程师站:能实现对应用系统的功能组态、组态数据下装,也能起到运行监视作用。

12.13 何谓 DCS 的“三站一线”结构?

答:三站即现场控制站、操作员站和工程师站,一线即现场总线。

12.14 HS2000 系统的 I/O 组件分为几种?它们有何区别?

答:一般而言,一个 I/O 现场控制站由一个主控组件带 0~3 个辅助组件组成。辅助组件和主控组件的区别是:辅助组件机箱内不插入 CPU 主控制器模板。1~7 号插槽内全部插入 I/O 通道模板,其他完全同主控组件。

12.15 已知某 HS2000 系统的 I/O 现场控制站的 AI 信号如下:

控制回路:4~20mA,12 路,供电型

检测回路:4~20mA,28 路,供电型

热电阻回路:16 路,隔离型

试选择所需 I/O 功能模板的数量和型号,并配套选择 I/O 调理模板及其端子模板。

答:根据参考手册,此 HS2000 系统所需 I/O 功能模板的数量和型号,调理模板及其端子模板如下:

类型	数据点参数	通道模板	调理模板	端子板
AI	4~20mA,12 路	2F40×1	2T43×1	2T30×1
AI	4~20mA,28 路	2F40×2	2T43×2	2T30×2
AI	热电阻,16 路	2F40×1	2T41×2	2T30×1

12.16 已知某 HS2000 系统的 I/O 现场控制站的 AO 信号为:4~20mA,18 路。试选择所需 I/O 功能模板、调理模板及其端子模板。

答:根据参考手册,此 HS2000 系统所需 I/O 功能模板的数量和型号,调理模板及其端子模板如下:

类型	数据点参数	通道模板	调理模板	端子板
AO	4~20 mA,18 路	2F41×2	2T46×2	2T30×2

12.17 已知题 12.16 中 I/O 现场控制站的开关量信号如下:

DI:干结点输入,38 点;

DO:电平输出,32 点。

试分别选择所需 I/O 功能模板、调理模板及其端子模板。

答:根据参考手册,此 HS2000 系统所需 I/O 功能模板的数量和型号,调理模板及其端

子模板如下：

类型	数据点参数	通道模板	调理模板	端子板
DI	干结点输入,38 点	2F60×2	2T60×2	2T30×3
DO	电平输出,32 点	2F60×1	2T60×1	2T30×2

12.18 TDC3000 系统结构怎样？特点是什么？

答：TDC3000 系统主要由三种通信网络组成，它们是局域控制网络 LCN、通用控制网络 UCN 和高速数据通路 HW。每种网络上挂有不同功能的模块，实现控制系统的分散控制、集中管理。

12.19 TDC3000 系统有哪些冗余措施？

答：以 MVP 为基础的双冗余实时控制网络，采用令牌总线通讯方式，传输速率为 5 Mbit/s，支持 32 个冗余设备，应用层采用 RS-511 标准；I/O 系统由一个冗余的 I/O 链和最大 40 个 I/O 处理器组成；高速数据通路都是冗余配置的，以保证信息通道通讯的可靠。

12.20 举例说明 TDC3000 标准算法。

答：有标准 PID 算法，超前/滞后补偿，加法器等。

12.21 TDC3000 的 LCN 系统由哪几部分构成？简述各部分的作用。

答：主要部分有：通用站，它是 TDC3000 的主要人机接口；通用工作站，它是 TDC3000 的又一个人机接口，具有 US 的全部功能，主要是为办公室管理设计的；应用模块，它是用控制语言 Control 来完成 UCN 和 HW 网络上所连接的模块不能完成的高级控制功能、复杂及多变量运算功能，提高过程控制及管理水平；历史模块，它是 TDC3000 的存储单元，可以用来存储过程报警、操作员状态改变、操作员信息、系统状态改变、系统维护及提示信息、连续过程历史数据等，它是 AM 和 US 的数据源；计算模块，它可以使用高级编程语言来提供更高水平的控制；接口模块，作为与各种设备的接口。

12.22 DC3000 的 UCN 系统由哪几部分构成？简述各部分的作用。

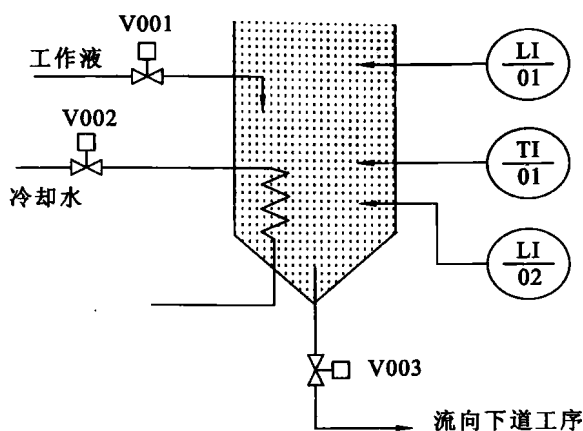
答：主要部分有：逻辑控制站 (Logic Manager)、过程管理站 (Process Manager) 和增强型过程管理站 (Advanced Process Manager)。LM 是用于逻辑控制的现场控制站，它具有 PLC 控制的特点，同时 LM 在 UCN 网络上可方便地与系统中各模块进行通信，使 DCS 与 PLC 更有机地结合，并能使其数据集中显示、操作和管理。PM 集多功能控制器和过程接口单元两者功能于一体。APM 是过程管理站 (PM) 的发展，它为用户提供一个可靠的输入/输出及控制技术；APM 还可以提供更密集连续控制和离散控制以及某一装置的子系统信息。

12.23 一冷却系统如习题 12.23 图所示，已知液位传感器 LI01 在高限时触点“ON”，LI02 在低限时触点“ON”，温度传感器 TI 在降到规定温度时触点“ON”，写出下列顺序控制的 CL 语言程序。

步骤：

- (1) 进液操作 进液达到液面上限为止；
- (2) 冷却 冷却到 TI 下限温度为止；
- (3) 出液操作 出液到工作液面下降到下限液位为止。

答：CL 顺序程序为：



习题 12.23 图

OPEN V001,V002

WAIT LI01=ON

CLOSE V001

WAIT TI=ON

CLOSE V002

OPEN V003

WAIT LI02=ON

CLOSE V003

12.24 已知夹套容器的串级控制策略如习题 12.24 图所示,容器的加热是通过下列顺序控制实现的,请写出对应的 CL 语言程序。

步骤:

- (1) 设定 TIC101 方式=MAN;
- (2) 设定 TIC101 的输出=100%;
- (3) 等待温度测量值 TIC100=200 ℉;
- (4) 设定 TIC101 方式=AUTO;
- (5) 设定 TIC101 的给定值=300 ℉;
- (6) 等待 30 分钟;
- (7) 设定 TIC101 方式=CASC;

答:CL 顺序程序为:

SET TIC101. MODE=MAN

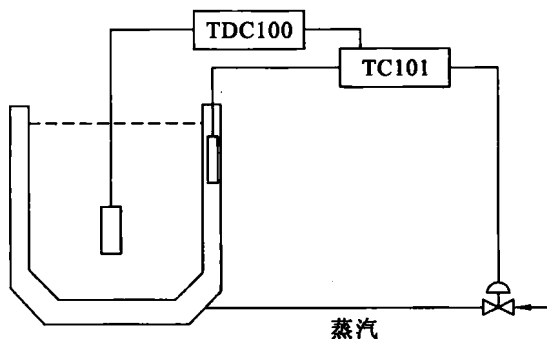
SET TIC101. SP=100%

WAIT TIC100. PV=200

SET TIC101. SP=300

WAIT 1800sec

SET TIC101. MODE=CASC



习题 12.24 图

附录2 过程控制与集散系统课程设计

课程设计一 精馏控制系统课程设计

一、任务设计书

1. 题目

精馏控制系统

2. 设计要求

精馏塔的控制主要有三类指标:质量指标、产品产量指标和能耗指标。根据精馏过程,基本的精馏工艺要求有以下两个方面:

(1) 保证产品的提纯纯度和产量

精馏过程所得产品应满足规定的质量要求。精馏产品的质量要求一般是保证塔顶或塔底产品之一达到规定的纯度要求,而另一产品纯度在规定的范围内。

产品质量的高低与能耗、产量和成本等关联密切,为了取得综合效益最好,往往把产品质量控制到刚好能满足规格要求,即所谓“卡边”生产。

产品的产量通常用回收率表示。回收率为原料中每单位产品组分所能得到的可售产品的数量。回收率越高的产品表明产量越高。

(2) 安全和性能

生产过程的安全性主要体现在精馏过程控制的参数设限问题,即根据实际情况,设定如蒸汽压力、流量等的最大及最小值,以防止事故发生保证安全生产。

耗能问题是精馏过程所研究的重点问题。能耗的降低主要考虑工艺过程的合理性、过程控制的参数选择和策略选择合理性等。

3. 仪器设备

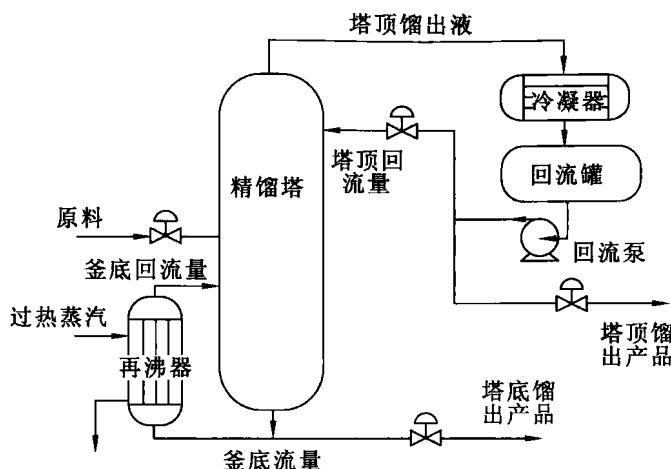
A3000-FS 常规现场系统,万用表,AS3020DDC 控制系统。

二、基本原理

精馏工艺是化工厂用于提纯产品的主要手段,广泛应用在合成碳酸丙烯酯生产、甲基叔丁基醚生产、氯乙烯生产、脂肪醇生产等化工过程中。产品不同,对精馏的要求也有一定的差异。在此主要分析具有一定共性的精馏工艺及其控制问题。

精馏是将一定浓度的溶液送入精馏装置使它反复地进行部分汽化和部分冷凝,从而得到预期的塔顶和塔底产品的操作。精馏设备与过程如附设图 1.1 所示。

精馏设备主要有精馏塔、再沸器、冷凝器、回流罐和回流泵等。原料从精馏塔终端某一块塔板进入。进料板把精馏塔分为进料板以上的精馏段和进料板以下的提馏段。进入塔内的液体与塔内上升蒸汽在各层塔板上充分接触,使沸点低的易挥发组分汽化上行;沸点高的难挥发组分随液体往下流。精馏塔内物料和蒸汽在逆流作用下进行传质和传热。下流到塔釜的液体分为两部分:一部分被引出为塔底产品;另一部分竟在废弃加热汽化后返回精馏塔。精馏塔内上升的蒸汽一次及格过所有塔板,使蒸汽中易挥发组分浓度逐渐增大,馏出塔顶的蒸汽在冷凝器中冷凝为液体,经回流罐和回流泵后,液体分成两部分,一部分为塔顶产品引出;另一部分则引回到精馏塔塔顶的精馏段塔板上,称为回流量。



附图 1.1 精馏设备与过程

在精馏过程达到稳态时塔内状态稳定，每层塔板上液体和蒸汽的浓度均保持不变；塔外状态稳定，塔顶产品和塔底产品的浓度和流量均保持为定值。

三、设计方案

精馏工艺的基本控制内容包括：精馏塔外部的原料流量控制、过热蒸汽控制；精馏塔内部的精馏塔压力控制、精馏段相关量控制、提馏段相关量控制；总体的安全控制和节能控制等。其中，精馏塔内精馏段相关量控制有精馏段回流量控制、馏出液量控制、馏出产品质控制等；精馏塔内提馏段相关量控制有再沸器加热量控制、提馏段质量控制、提馏段釜液流量控制等。

（一）精馏控制方案

精馏塔的控制方案是根据实际情况，斟酌各相关参数的重要程度，然后选择控制组合方式。具体选择以产品质量关联密切的量为主控量，以其他相关变量为辅助控制量。常用的基本控制方案如下：

（1）通过控制回流量保证精馏段产品质量指标，同时保持再沸器加热量为定值。

这种控制方案如附图 1.2 所示。该方案用于塔顶馏出液为主要产品，或进料全部为气相的情况。

此方案控制系统滞后小，反应速度快，易于保证塔顶产品质量，是进料过程中最常用的控制方案。

（2）通过控制馏出液流量保证精馏段产品质量指标，同时保持再沸器加热量为定值。

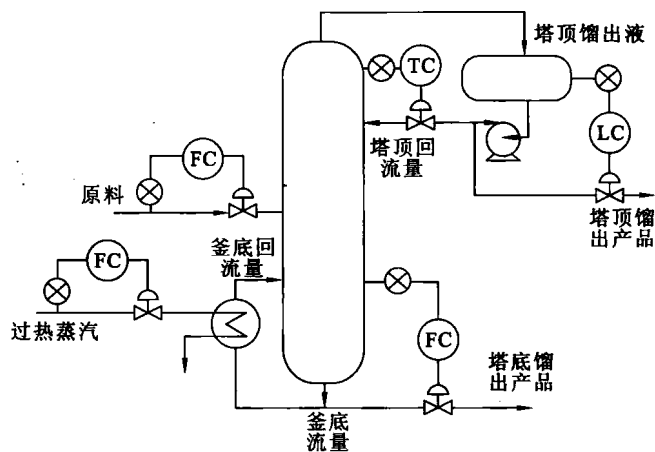
这种控制方案如附图 1.3 所示。

此方案的塔内回流量基本不变，有利于精馏塔的平稳操作，若采用有积分作用的控制，则当塔顶产品质量不合格时，塔顶馏出也会自动停止馏出，进行全回馏，保证产品合格。该方案的缺点是控制回路滞后大，反应速度慢。

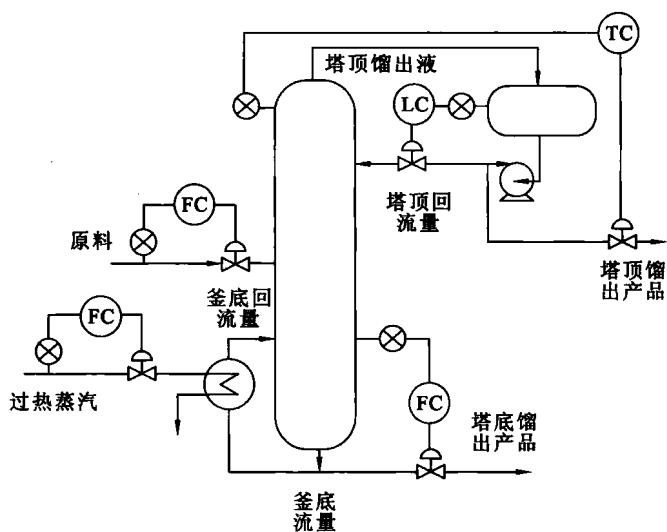
（3）通过控制加热量控制提馏段产品质量，同时保持回流量恒定。

这种控制方案如附图 1.4 所示。

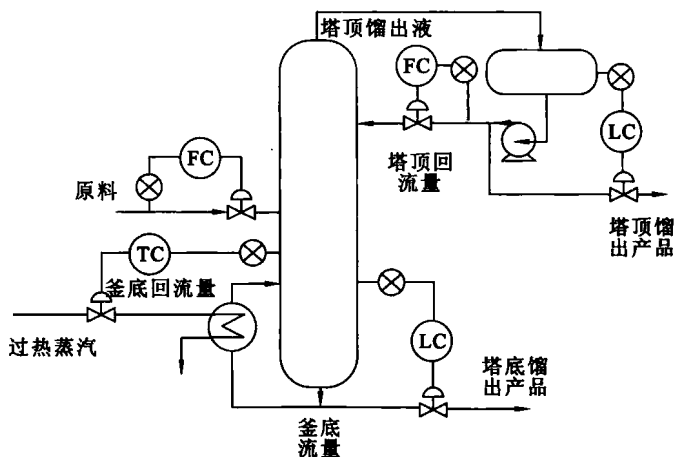
此方案控制回路滞后小，系统反应速度快，有利于克服精馏塔提馏段的扰动，保证塔底产品质量。



附设图 1.2 精馏控制基本方案一

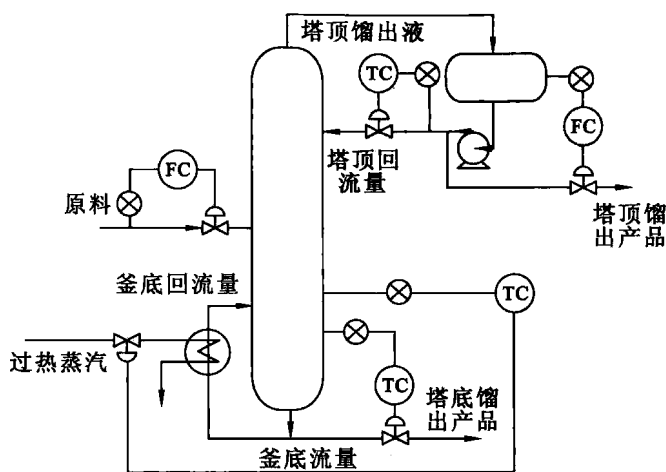


附设图 1.3 精馏控制基本方案二



附设图 1.4 精馏控制基本方案三

(4) 通过控制加热量控制提馏段产品质量,同时保持回流量恒定。
这种控制方案如附课设图 1.5 所示。



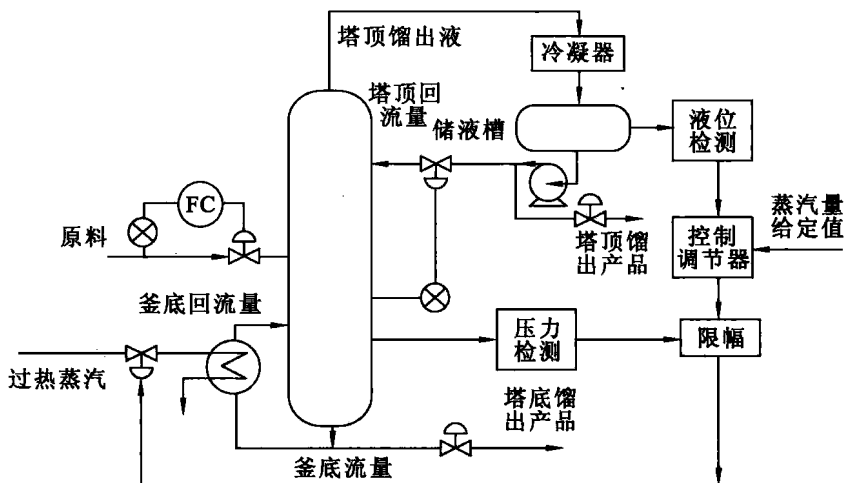
附课设图 1.5 精馏控制基本方案四

此方案相对于上一方案,结构略复杂,但该方案对付变化的适应能力较强,是对上一方案的改进。

(5) 依据精馏段质量指标控制釜液流量,保持回流量恒定。

这种控制方案如附课设图 1.6 所示。

总之,各方案各有所长。在实际采用时,方案一和二常用于塔顶馏出液为主要产品,或塔的进料全部为气相的情况;方案三、四和五常用于塔底产品为主要产品或进料液为液相的情况。



附课设图 1.6 精馏控制基本方案五

(二) 精馏控制系统 simulink 仿真

侧重点不同所构成的精馏控制系统也不同,实际精馏控制系统是根据具体要求,对基本控制方案经过适当的调整和组合构成的。

在通常的精馏控制系统中,各参数可根据相应的精馏工艺确定理论值,然后对次要参数进行独立的闭环控制,对产品质量影响较大的主要参数,采取串级、解耦、比值等有针对性的

控制方式。

具体的仿真过程主要含有系统辨识、稳定性分析、策略选择、参数整定和系统仿真等步骤。

1. 控制要求及控制系统简介

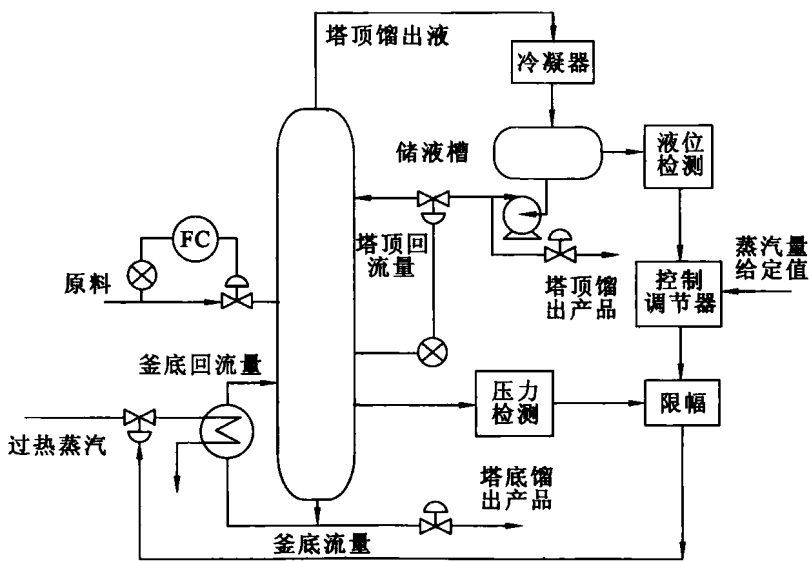
在分离混合物的精馏过程中,通过控制再沸器的加入蒸汽量来维持精馏塔气相的空间速度。如果气相的空间速度太高则会引起液泛,其后果是从气相带走大量没有分离的混合物;反之,如果气相空间速度太低,则会引起漏液,其后果是从液相带走大量没有分离的混合物。在这两种情况下,都会破坏精馏塔正常的运行条件。

蒸汽加热的再沸器是把蒸汽释放的潜热转化成被加热液体的汽化热,如果加热蒸汽量太大,传热间壁两边的温差增大,容易使被加热液体一侧产生的气泡连成一片,使实际传热效率大大降低。

可见,在控制再沸器蒸汽流量的同时,需要对最大的蒸汽量加以限制。被调节变量可以取精馏塔的供料流量、塔压、精馏塔塔釜液位或冷凝液储槽液位。

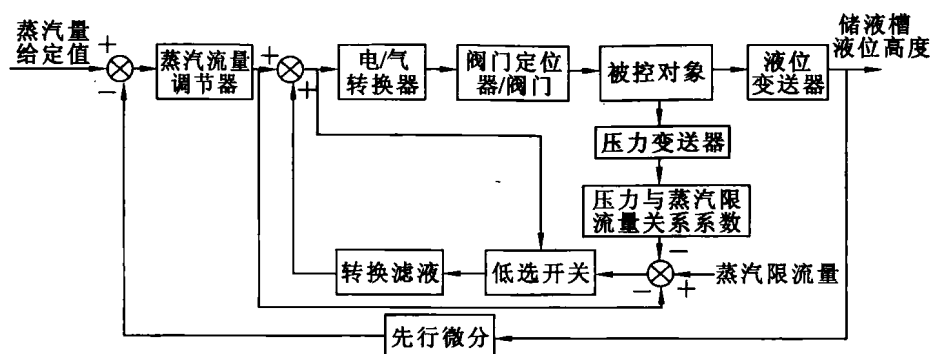
这里以阀式塔为例进行说明,被调节变量选择冷凝液储槽液位,控制再沸器的蒸汽加入量。这种控制方法在塔底产品流量较小时经常采用。

在这种场合下,一般不采用塔釜液位来调节加热蒸汽量,因为当塔底产品流量很低时,加热蒸汽量的增加会使再沸器里的一部分液体排入精馏塔,造成塔釜液位短时间内增加,以后又逐渐下降,这种现象称为反向响应。具有反向响应特性的对象控制比较困难,而冷凝液储槽的液位变化基本上是与加热蒸汽量成比例的,所以采用冷凝液储槽液位控制加热蒸汽量可以应用线性调节器,而不需要设计非线性调节器。由于蒸汽加入量的变化要通过再沸器、精馏塔、冷凝器和储槽,再影响到液位的变化,所以对象有较大的滞后特性,因此采用PID 调节器。冷凝液储槽液位利用差压变送器进行测量。再沸器的一种典型的加热控制系统如附课设图 1.7 所示。



附课设图 1.7 精馏控制系统结构图

再沸器控制系统如附课设图 1.8 所示。



附设图 1.8 再沸器控制系统结构图

2. 控制对象数学模型辨识

经辨识广义被控对象(即从再沸器至储液槽液位,含有电/气转换器、阀门定位器/阀门、被控对象和液位变送器)的数学模型为:

$$G(s) = \frac{1.25e^{-44s}}{(25s+1)^2} \quad (1)$$

从再沸器至精馏塔内压力测量变送器的数学模型为:

$$G(s) = \frac{e^{-4s}}{12s+1} \quad (2)$$

蒸汽的限制流量和塔内压力关系为:

$$Q_{SH}(s) = Q_0 - 0.48P(s) \quad (3)$$

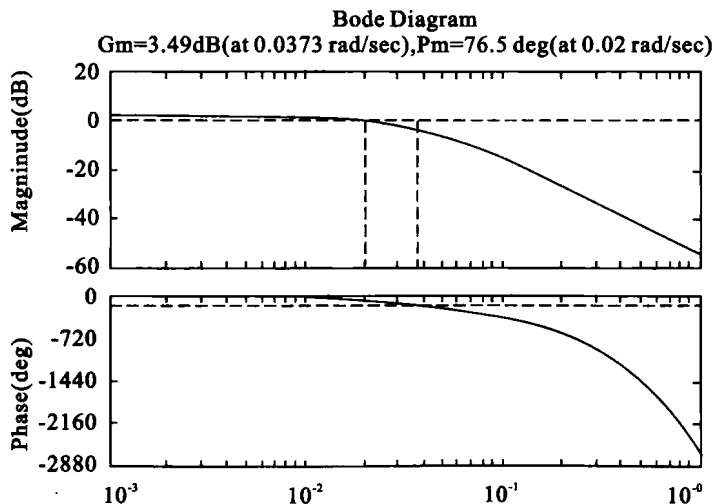
式中 $Q_{SH}(s)$ ——蒸汽的限制流量(拉氏变换);

Q_0 ——蒸汽的最大流量;

$P(s)$ ——塔内压力最大值(拉氏变换)。

3. 广义被控对象的稳定性分析与控制参数整定

广义被控对象的 bode 图如附设图 1.9 所示。



附设图 1.9 广义被控对象的 bode 图

由附设图 1.9 知:无调节器时,开环系统稳定,相位稳定裕量为 76.5° ,幅值稳定裕量

为 3.49 dB, 对应幅值为 1.5。

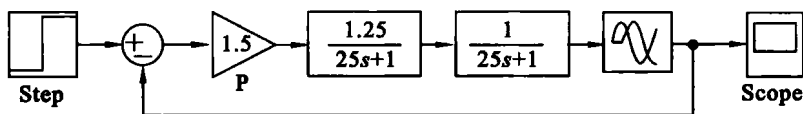
蒸汽压力调节器选择 PI 调节器, 形式为 $K_p + K_i/s$, 与先行微分 $(1 + K_D s)$ 构成微分先行 PID。该方式的参数整定采用稳定边界整定法, 具体方法参见第 7 章。

先让 $T_i = 0$, 调整 K_p 使系统等幅振荡(由广义被控对象的 Bode 图知, 在 $K_p = 1.5$ 附近时系统振荡), 即系统临界稳定状态。系统仿真 Simulink 框图如附录设图 1.10(a) 所示(其中 $K_p = 1.5$)。阶跃响应如附录设图 1.10(b) 所示。

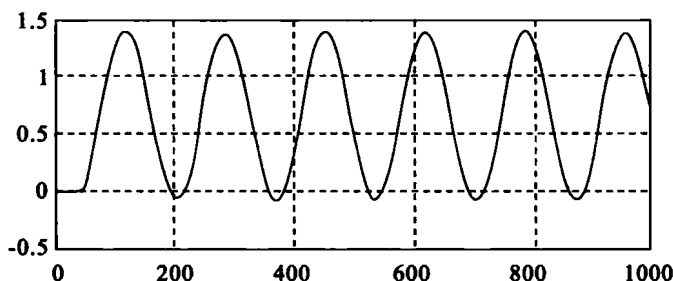
记录此时的振荡周期 $T_\sigma = 170$ s 和比例系数 $K_\sigma \approx 1.5$ 。

当常规串联 PID 的形式为 $K'_p + K'_i/s + K'_D s$ 时,

$$K'_p = 1.5/1.7 = 0.9, \quad K'_i = K'_p / (0.5 T_\sigma) = 0.01, \quad K'_D = 0.125 T_\sigma K'_p = 19.1$$



(a) 稳定边界整定法 Simulink 框图



(b) 稳定边界整定法 Simulink 框图

附录设图 1.10 稳定边界整定法整定控制参数

常规串联 PID 形式与微分先行 PID 形式的关系为:

$$\begin{cases} K'_p = K_p + K_i K_D \\ K'_i = K_i \\ K'_D = K_p K_D \end{cases} \quad (4)$$

求得:

$$\begin{cases} K_p = 0.343 \\ K_i = 0.01 \\ K_D = 55.7 \end{cases} \quad (5)$$

或

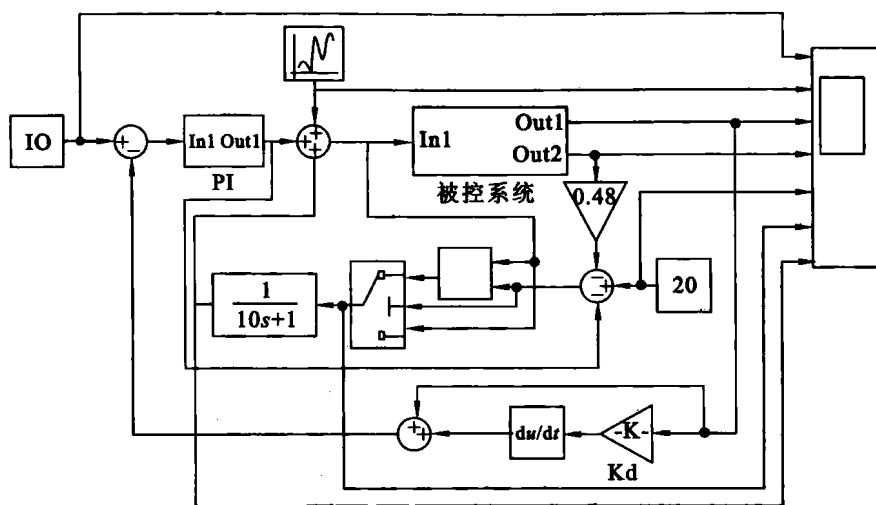
$$\begin{cases} K_p = 0.557 \\ K_i = 0.01 \\ K_D = 34.3 \end{cases} \quad (6)$$

4. 控制系统仿真 Simulink 仿真

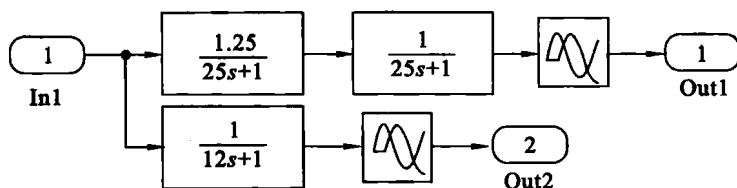
系统仿真 Simulink 框图如图 1.11(a) 所示。其中被控系统模块和 PI 模块结构分别如附录设图 1.11(b) 和 (c) 所示。

将式(5)的整定参数代入图 1.11(a) 中进行仿真, 得仿真结果如附录设图 1.12 所示, 图

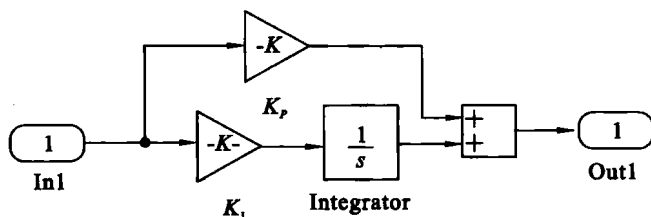
中由上至下依次为蒸汽量设定值波形、蒸汽量控制系统所受干扰波形、蒸汽的实际流量波形、实际塔内压力波形、最大蒸汽流量设定值波形、蒸汽流量超限作用波形、蒸汽流量超限作用波形经滤波后波形。



(a) 再沸塔控制系统Simulink仿真框图



(b) 被控系统模块

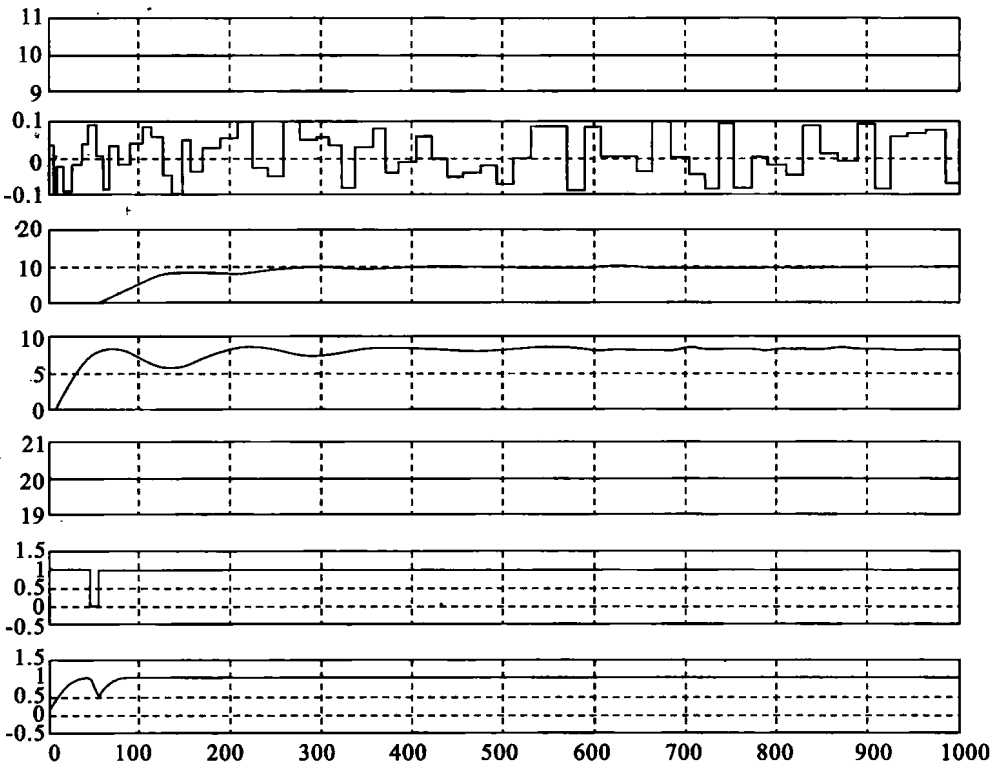


(c) PI模块

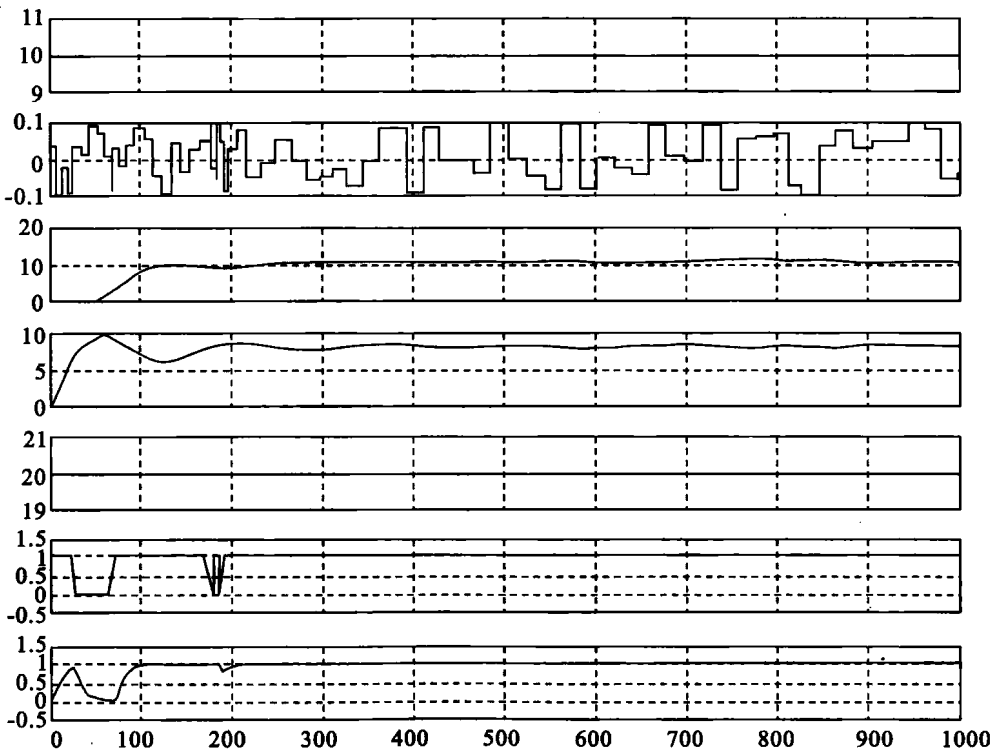
附课设图 1.11 再沸塔控制系统 Simulink 仿真框图

由附课设图 1.12 知,系统实现了控制要求,系统稳定性好。稳态时间约为 300 s 左右,一般能满足精馏过程控制的需要。经过低通滤波,原蒸汽流量限制矩形脉冲波形,变成了变化平坦、幅值略低的波形,即滤除了其中的高频成分,降低了带给系统的干扰。

将式(6)的第二组整定参数代入附课设图 1.11(a)中进行仿真,得仿真结果如附课设图 1.13 所示,图中由上至下依次为蒸汽量设定值波形、蒸汽量控制系统所受干扰波形、蒸汽的实际流量波形、实际塔内压力波形、最大蒸汽流量设定值波形、蒸汽流量超限作用波形、蒸汽流量超限作用波形经滤波后波形。



附课设图 1.12 再沸塔控制系统 Simulink 仿真结果(第一组整定参数)



附课设图 1.13 再沸塔控制系统 Simulink 仿真结果(第二组整定参数)

由附课设图 1.13 知,系统实现了控制要求,系统稳定性好。稳态时间约为 200 s 左右,一般能满足精馏过程控制的需要。经过低通滤波,原蒸汽流量限制矩形脉冲波形和锐三角波形,变成了变化平坦、幅值略低的波形,即滤除了其中的高频成分,降低了带给系统的干扰。

对比附课设图 1.12 和附课设图 1.13 可知,两组仿真结果说明系统都实现了控制要求,而且在稳定性、响应速度等方面相差不大。

课程设计二 燃烧过程控制系统课程设计

一、任务设计书

1. 题目

燃烧过程控制系统

2. 设计要求

- ① 设计燃烧炉蒸汽压力控制和燃烧空气比值控制系统;
- ② 对控制系统稳定性进行分析;
- ③ 对控制系统的参数进行整定;
- ④ 控制系统 Simulink 仿真。

3. 仪器设备

A3000-FS/FBS 常规现场系统,燃烧过程控制系统。

二、基本原理

燃油蒸汽锅炉的燃烧控制系统主要由三个子系统组成:蒸汽压力控制系统、燃料空气比值控制系统和炉膛负压控制系统。

1. 蒸汽压力控制系统和燃料空气比值控制系统

燃油蒸汽锅炉燃烧的目的在于生产蒸汽供应其他生产环节使用。一般生产过程中蒸汽的控制是通过调节压力实现的,随着后续环节的生产用量的不同,反映在燃油蒸汽锅炉环节就是蒸汽压的波动。维持蒸汽压力恒定是保持生产正常进行的首要条件。

保证蒸汽压力恒定的主要手段是随着蒸汽压力波动及时调节燃料产生的热量,而燃烧产生热量的调节是通过控制所供应的燃料量以及适当比例的助燃空气实现的。因此,蒸汽压力是最终被控制量,可以根据生成情况确定;燃料量是根据蒸汽压力确定的;空气供应量是根据空气量与燃料量的合理比值确定。

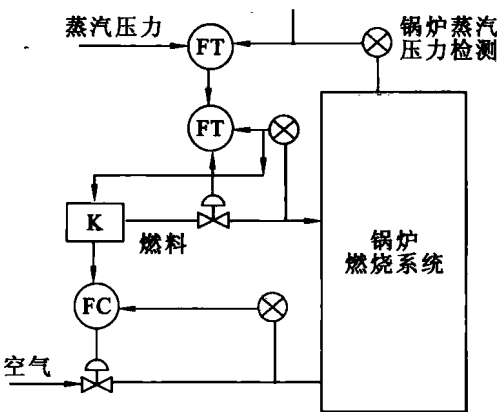
燃烧炉蒸汽压力控制系统和燃料空气比值控制系统的方案如附课设图 2.1 所示。

2. 炉膛负压控制系统

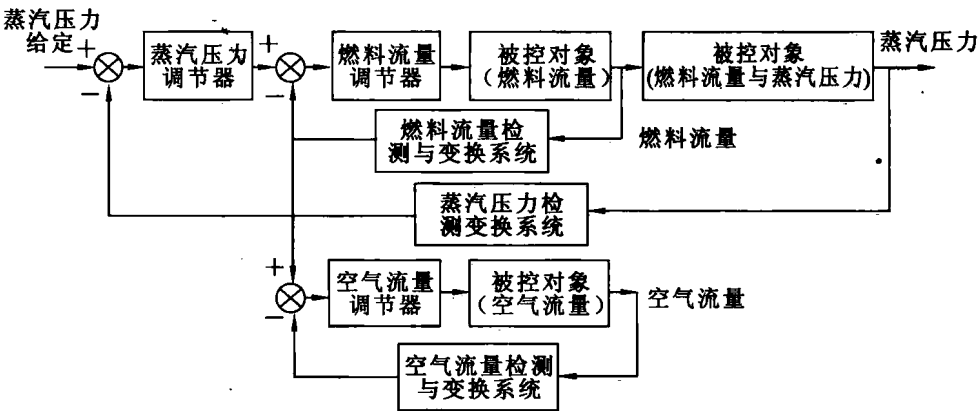
当锅炉炉膛负压压力过小时,炉膛内的热烟、热气会外溢,造成能量损失,影响设备安全运行甚至危及工作人员安全;当炉膛负压太大时,会使外部大量冷空气进入炉膛,改变燃料和空气比值,增加燃料损失、热量损失和降低热效率。

保证炉膛负压的措施是引风量和送风量的平衡。如果负压波动不大,调节引风量即可实现负压控制;当蒸汽压力波动较大时,燃料用量和送风量波动也会较大,此时,经常采用的控制方案如附课设图 2.2 所示。

由附课设图 2.2 可以看出,该方案中以负压为控制目标,用引风量做成控制闭环,利用前馈控制消除送风量变动对负压的影响。



(a) 燃烧炉蒸汽压力控制系统和燃料空气比值控制系统结构简图



(b) 燃烧炉蒸汽压力控制系统和燃料空气比值控制系统框图

附设图 2.1 燃烧炉蒸汽压力控制和燃料空气比值控制系统方案

3. 燃烧过程的仿真的内容组成

主要包括系统辨识、稳定性分析、控制策略选择、参数整定和系统仿真等。

三、设计方案

某锅炉燃烧系统要求对系统进行蒸汽控制。采用燃烧炉蒸汽压力控制和燃料空气比值控制并辅以炉膛负压控制的方案,控制系统框图如附设图 2.3 所示。

1. 系统辨识

(1) 燃烧炉蒸汽压力控制和燃料空气比值控制

燃料流量被控对象为:

$$G(s)=\frac{2}{13s+1}e^{-3s}$$

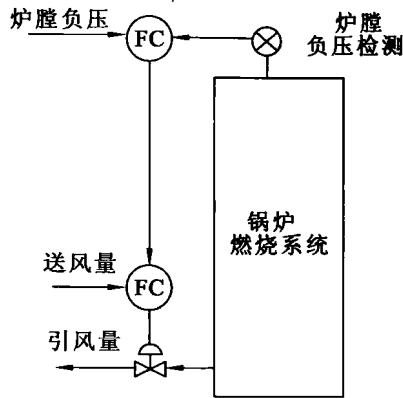
燃料流量至蒸汽压力关系为:

$$G(s)=3$$

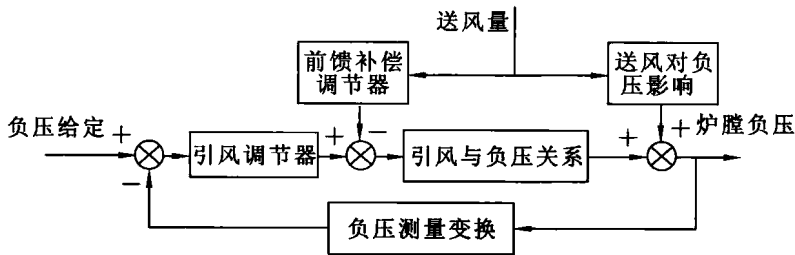
蒸汽压力至燃料流量关系为:

$$G(s)=1/3$$

蒸汽压力检测变换系统数学模型为:

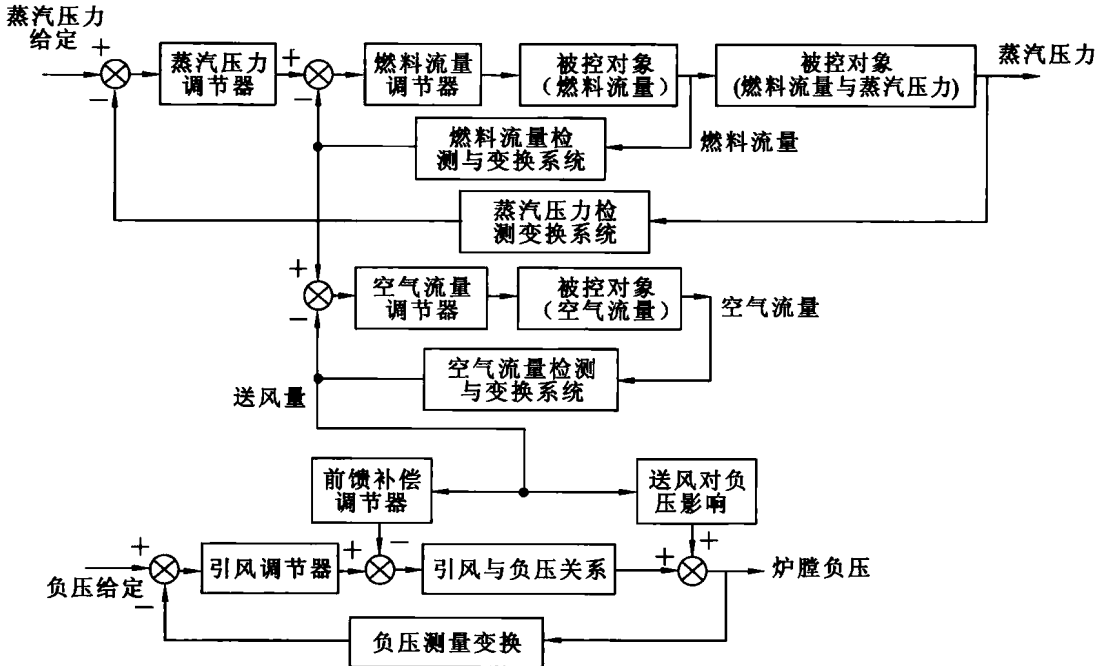


(a) 炉膛负压控制系统结构简图



(b) 炉膛负压控制系统框图

附设图 2.2 炉膛负压控制系统



附设图 2.3 控制系统框图

$$G(s)=1$$

燃料流量检测变换系统数学模型为：

$$G(s)=1$$

燃料流量与控制流量比值为：

$$G(s)=1/2$$

空气流量被控对象为：

$$G(s)=\frac{3}{11s+1}e^{-2s}$$

(2) 炉膛负压控制

引风量与负压关系为：

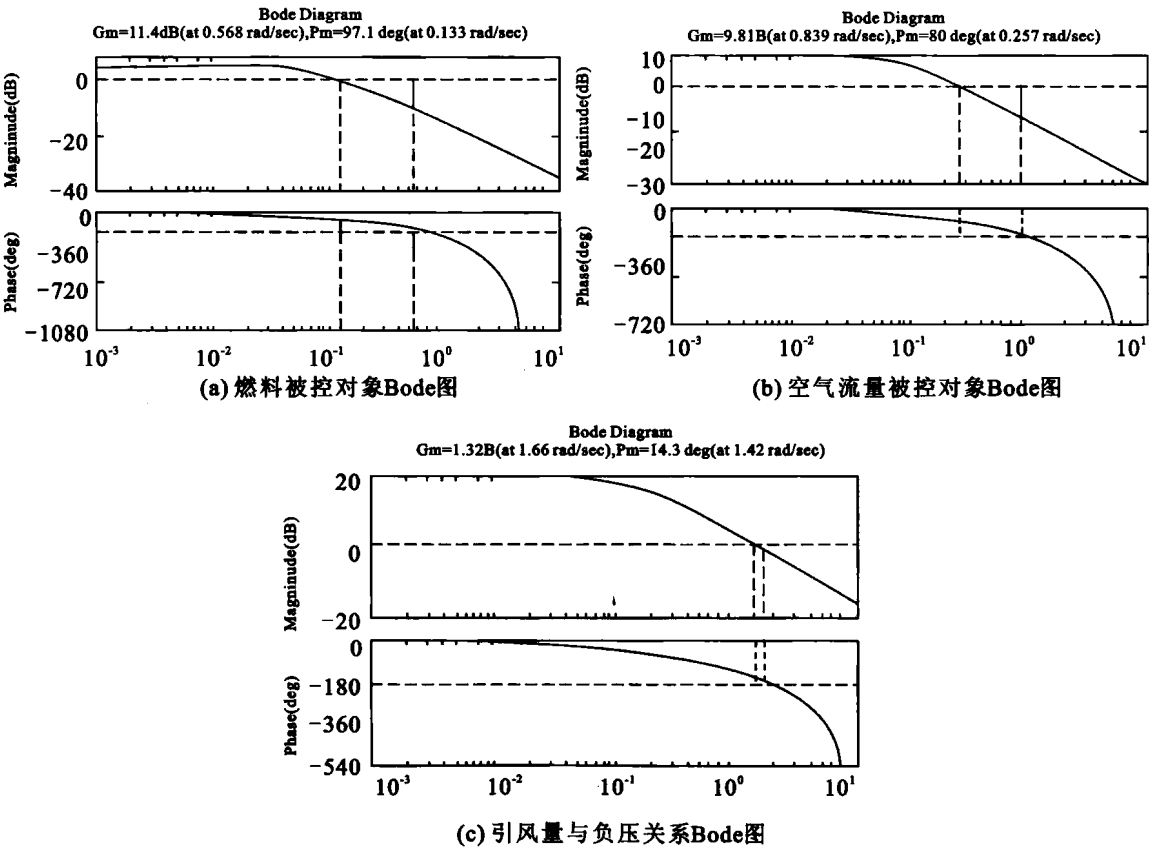
$$G(s)=\frac{10}{7s+1}e^{-s}$$

送风量对负压的干扰为：

$$G(s)=\frac{2}{3s+1}$$

2. 系统稳定性分析

系统被控对象的 Bode 图如附课设图 2.4 所示。



附课设图 2.4 系统被控对象 Bode 图

由附课设图 2.4(a) 可知，无调节器时，燃料控制系统开环稳定，幅值稳定裕量为

11.4 dB, 相对稳定裕量为 97.1° , 对应增益为 3.72。

由附课设图 2.4(b) 可知, 无调节器时, 空气流量控制系统开环稳定, 幅值稳定裕量为 9.81 dB, 相对稳定裕量为 80° , 对应增益为 3.09。

由附课设图 2.4(c) 可知, 无调节器时, 负压控制系统开环稳定, 幅值稳定裕量为 1.32 dB, 相对稳定裕量为 14.3° , 对应增益为 1.16。

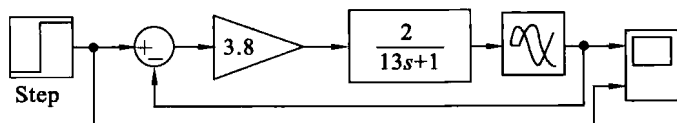
3. 控制系统参数整定

(1) 燃料控制系统

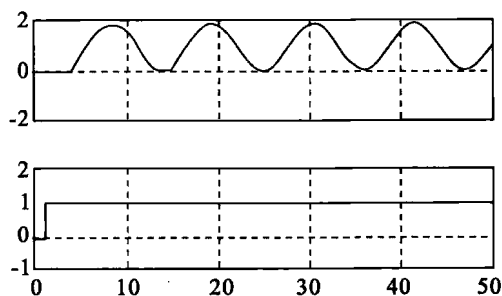
为使系统无静差, 燃料流量调节器采用 PI 形式, 即:

$$G_C(s) = K_P + \frac{K_I}{s}$$

其中, 采用 K_P 和 K_I 采用稳定边界法整定。先让 $K_I = 0$, 调整 K_P 使系统等幅振荡 (由系统被控对象 Bode 图知, 在 $K_P = 3.72$ 附近时系统振荡), 即系统临界稳定状态。系统临界振荡仿真框图及其振荡响应如附课设图 2.5 所示。



(a) 系统临界振荡仿真框图



(b) 系统临界振荡响应

附课设图 2.5 系统临界振荡仿真框图及其振荡响应

记录此时的振荡周期 $T_\sigma = 11\text{s}$ 和比例系数 $K_\sigma \approx 3.8$, 则 $K_P = K_\sigma / 2.2 = 1.73$, $K_I = K_P / (0.85T_\sigma) = 0.18$ 。

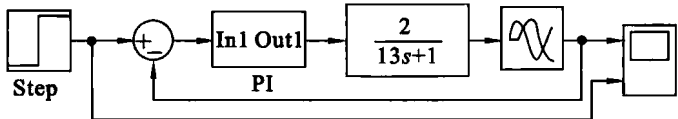
在 $K_P = 1.73, K_I = 0.18$ 的基础上, 对 PI 参数进一步整定, 燃料流量闭环控制系统单位阶跃输入的仿真框图如附课设图 2.6(a) 所示, 其中 PI 模块的结构如附课设图 2.6(b) 所示。调节 $K_P = 1.1, K_I = 0.1$, 系统响应如附课设图 2.6(c) 所示, 可见系统有约 10% 的超调量。

(2) 蒸汽压力控制系统

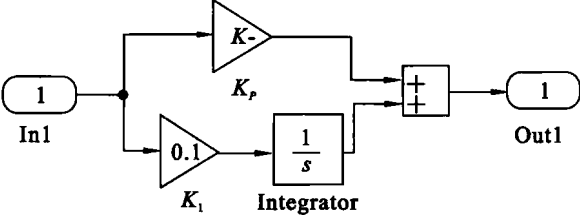
在燃料流量控制系统整定的基础上, 采用试误法整定压力控制系统参数。系统整定仿真框图如附课设图 2.7(a) 所示。当 $K_I = 0, K_P = 1$ 时 (此时相当于无调节器, 因此系统最简单), 仿真结果如附课设图 2.7(b) 所示, 上图 of 系统阶跃响应, 下图为阶跃输入。

由仿真结果图 2.7(b) 可以看出, 系统响应超调量约为 25%。此时系统调节器最简单, 工程上系统响应速度和稳定程度都较好。

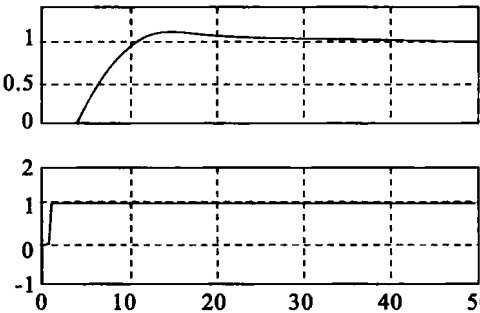
(3) 空气流量控制系统



(a) 燃料流量闭环控制系统单位阶跃输入的仿真框图

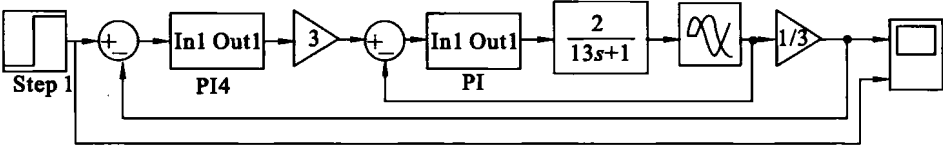


(b) PI模块结构

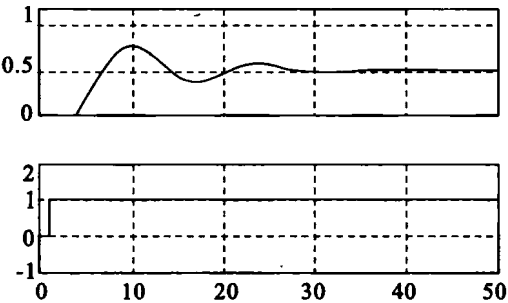


(c) 燃料流量闭环控制系统单位阶跃输入的仿真响应

附课设图 2.6 燃料流量闭环控制系统参数整定



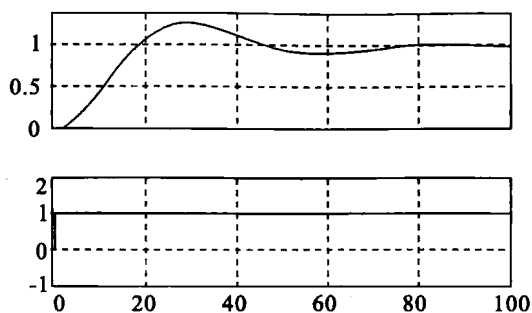
(a) 蒸汽压力控制系统参数整定仿真框图



(b) 蒸汽压力控制系统参数整定仿真结果

附课设图 2.7 蒸汽压力控制系统参数整定仿真

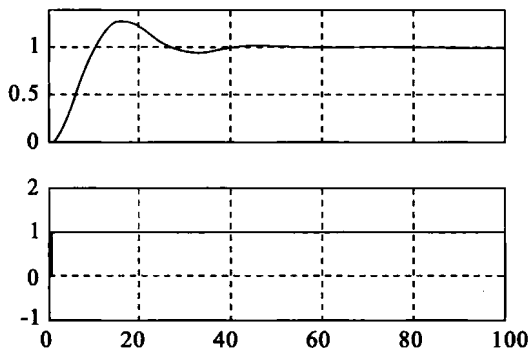
空气流量控制系统的整定方法和燃料流量控制参数整定方法类似。当 $K_I=0.05$ 和 $K_P=0.08$ 时,系统阶跃响应如附课设图 2.8 所示,其中图上部为系统阶跃响应,图下部为阶跃输入。可见系统响应超调量约为 25%。



附设图 2.8 整定后空气流量控制系统阶跃响应

(4) 负压控制系统

负压控制系统的整定方法和燃料流量控制参数整定方法类似。当 $K_I=0.05$, $K_P=0.03$ 时, 系统阶跃响应如附设图 2.9 所示, 其中上图为系统阶跃响应, 下图为阶跃输入。可见系统响应超调量约为 25%。



附设图 2.9 整定后负压控制系统阶跃响应

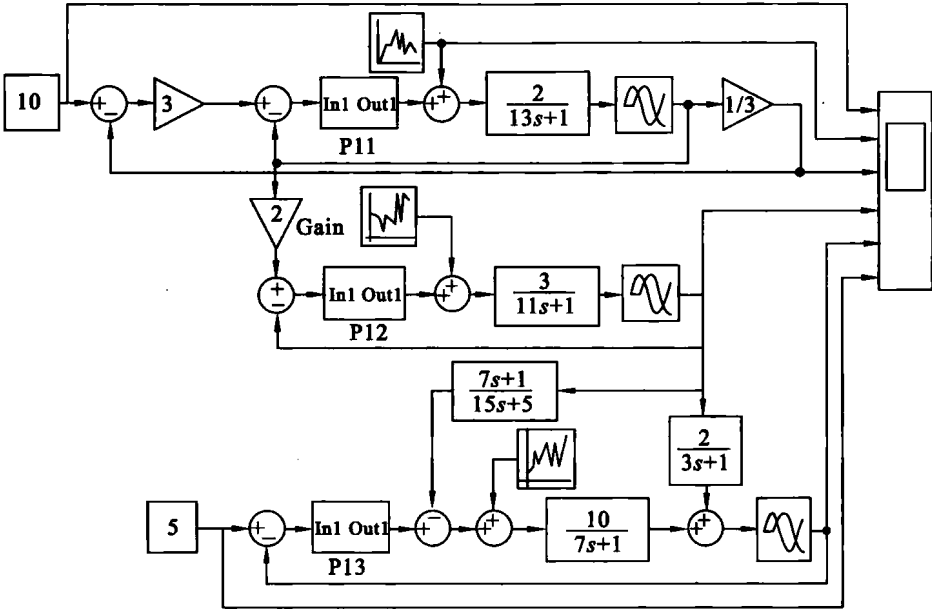
(5) 负压控制系统前馈补偿整定

采用动态前馈整定, 其前馈补偿函数为:

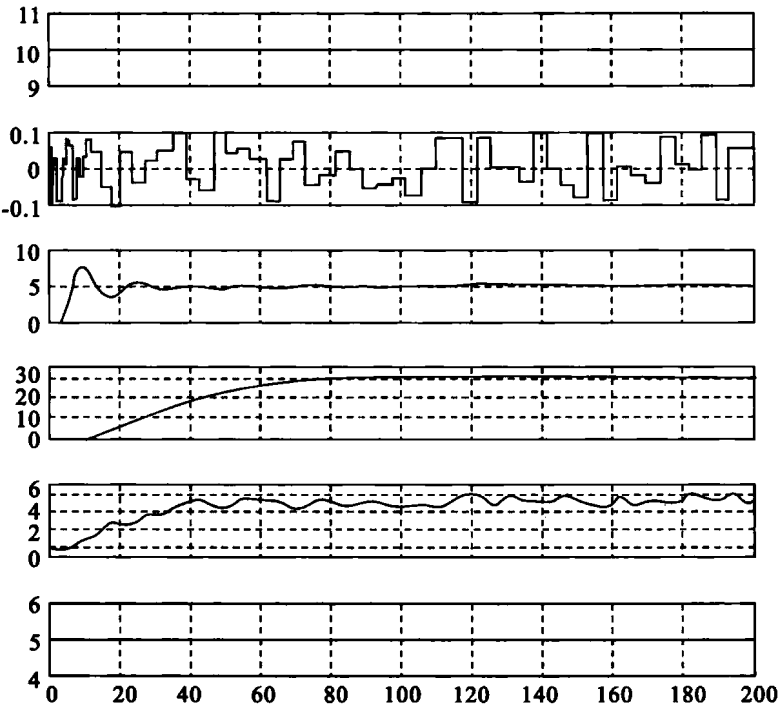
$$G(s) = \frac{7s+1}{15s+5}$$

4. 控制系统 Simulink 仿真

利用各整定参数对控制系统进行仿真, 框图如附设图 2.10(a) 所示。假定蒸汽压力设定值为 10, 炉膛负压设定值为 5, 系统受幅值 ± 0.1 的随机干扰。仿真结果如附设图 2.10(b) 所示, 由上至下依次为蒸汽压力设定值波形、干扰波形 (各处干扰相同)、实际蒸汽变动波形、空气流量波形、负压变化波形和负压设定值波形。



(a) 燃烧炉控制系统仿真框图



(b) 燃烧炉控制系统仿真结果

附设图 2.10 燃烧炉控制系统仿

课程设计三 PH 控制系统课程设计

一、设计任务书

1. 题目

PH 控制系统

2. 设计要求

- ① 设计某化工过程中废液中和的 pH 控制系统;
- ② 对控制系统稳定性进行分析;
- ③ 对控制系统的参数进行整定;
- ④ 控制系统 Simulink 仿真。

3. 仪器设备

A3000 现场控制系统, pH 控制系统。

二、基本原理

pH 控制系统于工业,尤其是化工等行业,应用非常广泛。利用 pH 控制可以实现化工过程的正常生产过程、造纸厂等化工厂废液达标排放等。

1. pH 的特点

PH 控制系统的主要方式有:有一种碱(或酸)滴定另一种物质使 pH 值保持在某一值上;对两种分别呈酸性和碱性物质的流量进行控制使 pH 值保持在某一值上;控制两种物质使混合溶液保持在一定的 pH 值上。

PH 控制和其他控制参数的不同主要有以下两点:

- (1) PH 滴定曲线的高度非线性;
- (2) 滴定过程的测量纯滞后特性。

附设图 3.1 为典型的酸碱滴定特性曲线。

由图知,溶液的 pH 值随中和流量非线性变化显然在控制系统中将 pH 值的变化转化为中和反应酸碱的控制流量变化,是根据滴定特性曲线进行的。

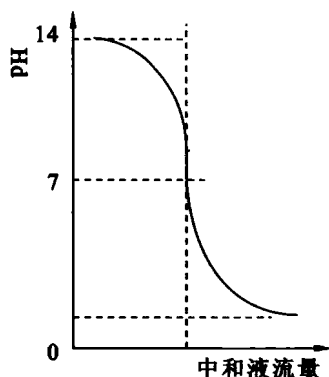
将滴定特性曲线转化为酸碱流量变化规律的方法主要有三种:

- (1) 利用非线性阀补偿过程的非线性;
- (2) 采用三段式滴定调节器,用三条相接的线性段代替非线性滴定曲线;
- (3) 采用滴定曲线的非线性调节器精确描述滴定曲线。

随着技术的进步,利用非线性阀补偿滴定曲线非线性用得越来越少;而基于计算机功能元器件或计算机的第二种方法和第三种方法应用越来越多。

对滞后的补偿常采用以下三种方法:

- (1) 微分 Smith 补偿方法,由于该方法本身适应能力较差,较少使用;



附设图 3.1 典型的酸碱滴定特性曲线

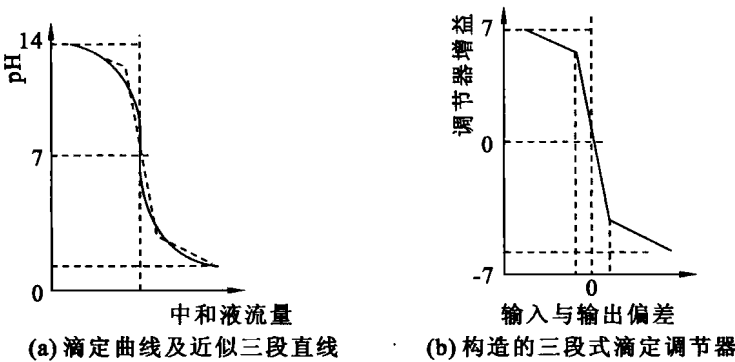
- (2) 改进的 Smith 补偿方法；
- (3) 自适应方法,应用较多的是增益自适应的 Smith 法。

为了提高控制系统的误差跟踪能力,pH 控制系统经常采用的控制策略是 PI 或 PID,不能采用 P 调节。

2. 三段式非线性调节器和采用滴定曲线的非线性调节器

(1) 三段式非线性调节器

实际中,酸碱中和后通过 pH 计测得 pH 值的大小,控制系统当前 pH 值大小折算成溶液中酸碱量的多少,并调节系统酸碱流量的大小实现要求的 pH 值。可见,在控制中滴定曲线用来将 pH 值的变化转化为酸碱量的变化。所谓非线性调节器即是用三段相接的直线构成的折线近似滴定曲线,如附课设图 3.2(a)所示。附课设图 3.2(b)为滴定曲线转换为完全中和时的三段式线性调节器。



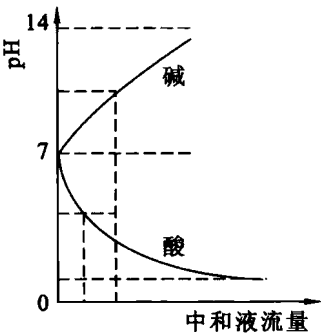
附课设图 3.2 滴定曲线转换为完全中和时的三段式线性调节器

(2) 采用滴定曲线的非线性调节器

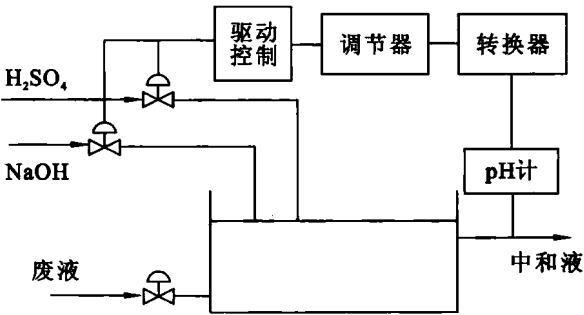
采用滴定曲线的非线性调节器,即将滴定曲线所描述的函数关系利用现代的非线性函数器或计算机精确描述出来,尤其是计算机可利用查表或程序等手段较精确地描述。

3. PH 滴定曲线的一般情况

实际的酸碱中和既同酸碱流量有关又和浓度等有关,一般情况下酸或碱的滴定特性不同,如附课设图 3.3 所示。该滴定曲线经常应用在化工厂的废液处理中。针对废液的酸碱程度及浓度的变化,控制 NaOH 和 H_2SO_4 实现对废液的中和,废液中和处理系统简图如附课设图 3.4 所示。



附课设图 3.3 pH 滴定曲线的一般情况



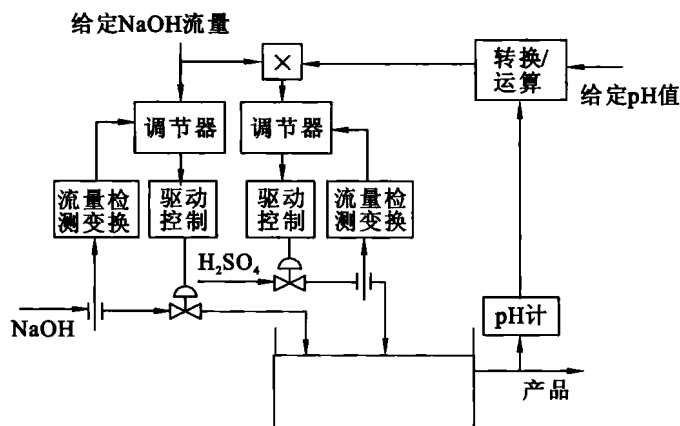
附课设图 3.4 废液中和处理系统简图

对这种情况,处理中可采用直线近似代替滴定曲线的具体方法,和典型滴定曲线处理中三段式直线代替滴定曲线类似。

三、设计过程

(一)化工过程 pH 控制系统 Simulink 仿真

化工过程简图如附课设图 3.5 所示。



附课设图 3.5 某化工过程简图

1. 系统辨识

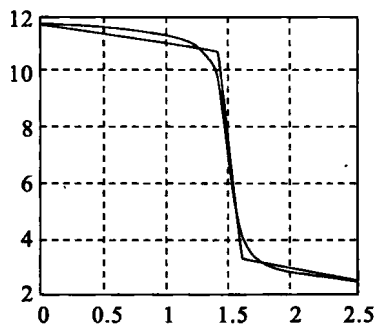
系统中酸碱控制系统采用相同的阀门等控制元件,其传递函数为:

$$G(s) = \frac{2}{9s+1}$$

pH 计检测传递函数为:

$$G(s) = e^{-3s}$$

经滴定实验确定滴定曲线及三段式折线如附课设图 3.6 所示。



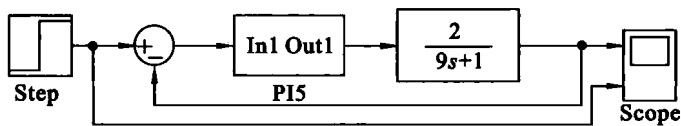
附课设图 3.6 滴定曲线及三段式折线

折线坐标:左段直线端点坐标(0.1, 11.7), (1.43, 10.75);中段直线点坐标(1.43, 10.75), (1.57, 3.35);左段直线端点坐标(1.57, 3.35), (2.5, 2.5)。

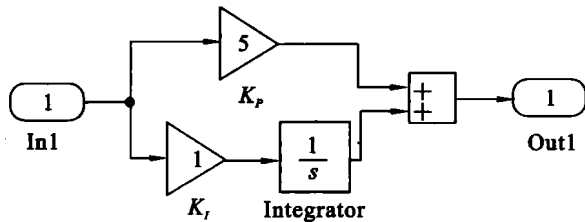
2. 系统控制参数整定

由于酸碱流量控制系统的开环被控对象传递函数一样,故参数也整定一样。采用试误差法整定控制参数。参数整定 Simulink 框图如附课设图 3.7(a)所示,其中比例积分模块 PI5 的结构如图 3.7(b)所示。当 $K_p=5$, $K_I=1$ 时,系统阶跃响应如图 3.7(c)所示,图中上半部

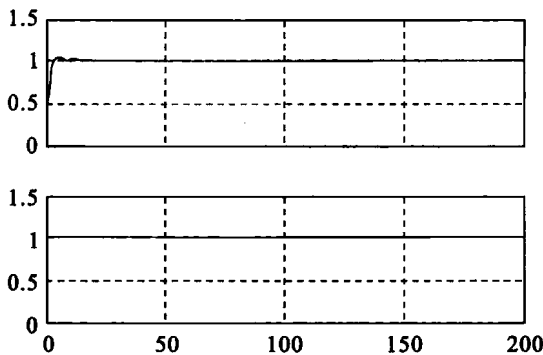
分为阶跃响应,下半部分为阶跃输入。



(a) 参数整定Simulink框图



(b) 比例积分模块结构框图



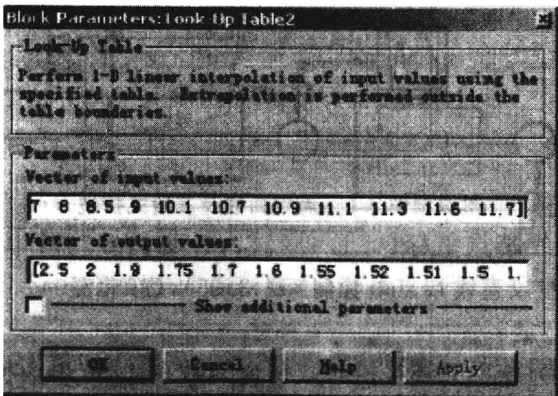
(c) 参数整定阶跃响应

附设图 3.7 参数整定图

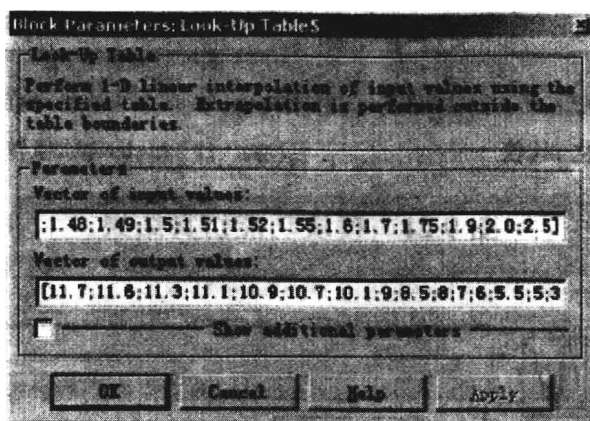
3. 滴定曲线在控制中的应用

滴定曲线在控制系统仿真中的应用有两个;一是实现溶液流量比转换为 pH 值;另一个是实现 pH 值转换为溶液流量比。这两个应用均为 Simulink 中曲线查询功能实现。

首先,在滴定特性曲线上取若干点,并给定坐标值;然后将这些坐标值输入到查表功能模块中。填入数据如附设图 3.8 和附设图 3.9 所示。

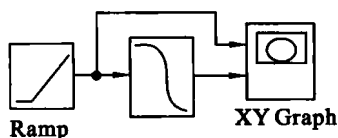


附设图 3.8 溶液酸碱比转化 pH 值时查表模块部分填入数据

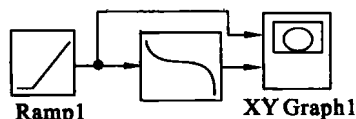


附录设图 3.9 pH 值转化溶液酸碱比时查表模块部分填入数

两个模块实现的功能可用附录设图 2.10 仿真。



(a) 溶液酸碱比转化pH值

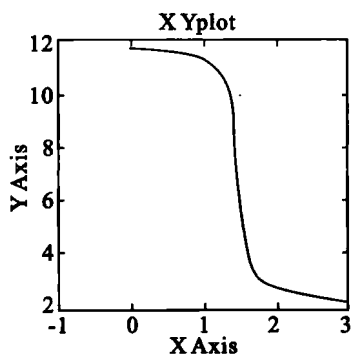


(b) pH值转化溶液酸碱比

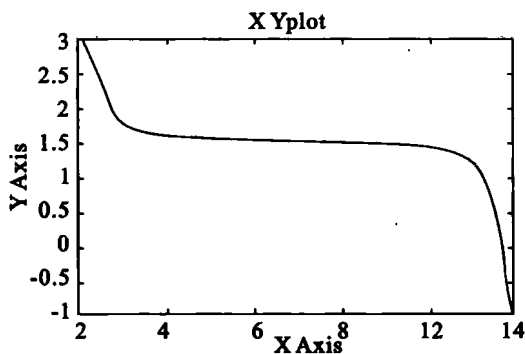
附录设图 3.10 模块功能仿真验证

仿真结果如附录设图 3.11 所示。

设碱的流量设定值为 10, pH 设定值为 7, 系统所受干扰为幅值为 0.1 的随机干扰, 系统仿真框图和仿真结果如附录设图 3.12 所示, 图中由上至下依次为碱流量设定值波形、碱流量控制系统所受干扰波形、碱的实际流量波形、实际 pH 值波形、酸流量波形、酸流量控制系统所受干扰波形和 pH 值设定值波形。



(a) 溶液酸碱比转化pH值



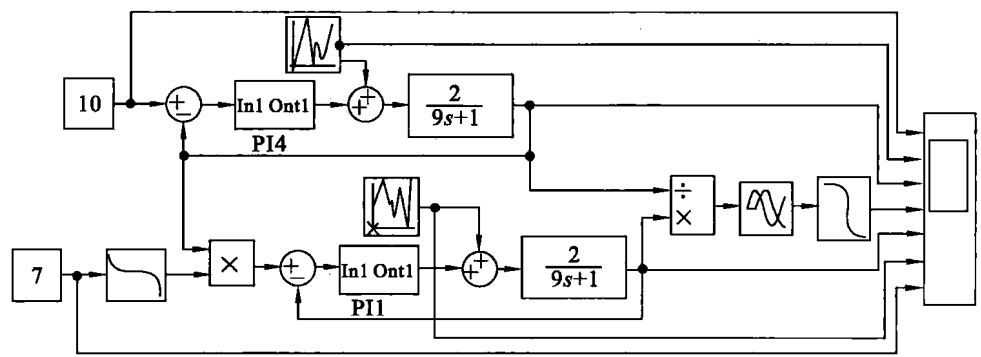
(b) pH值转化溶液酸碱比

附录设图 3.11 模块功能仿真结果

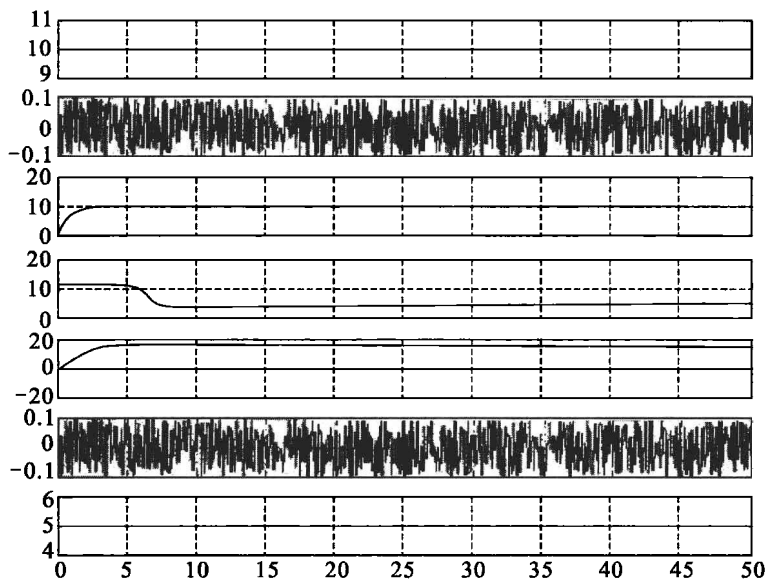
由附录设图 3.12 知, 系统跟踪过程稳定, 响应速度较快。

(二) 利用三段线性近似实现仿真

虽然对滴定曲线线性近似比非线性精度差, 但是线性近似在应用中计算速度更快, 更合实时控制; 另外, 滴定曲线随着浓度、流量等条件变化, 甚至有时会有畸变。所以, 采用非线性调节器在实际工程中不一定是好的选择。本例讨论采用三段线性模拟滴定曲线的仿真。



(a) pH控制系统Simulink仿真框图



(b) pH控制系统Simulink仿真结果

附课设图 3.12 pH 控制系统 Simulink 仿真

三段线性近似采用 Simulink 中查表功能模块实现,即将三段直线的起点和终点坐标代入即可,三段填入数据如附课设图 3.13 所示。

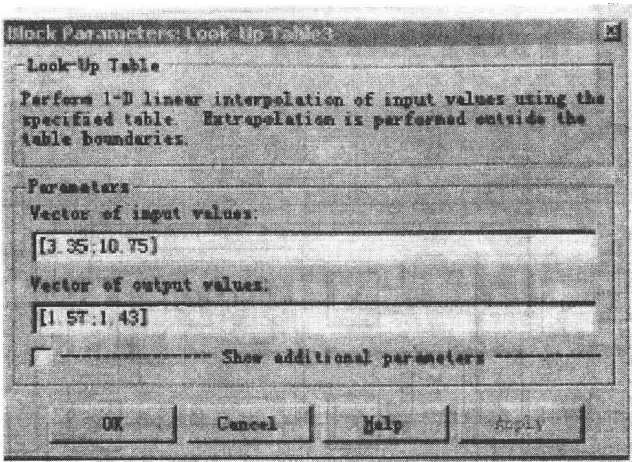
利用三段直线段构造由 pH 值转化为混合物比例的 Simulink 框图如附课设图 3.14(a)所示,其中加入斜坡输入和 XY 绘图仪验证所构造关系的正确性,验证结果如附课设图 3.14(b)所示。

1. 控制系统 Simulink 仿真

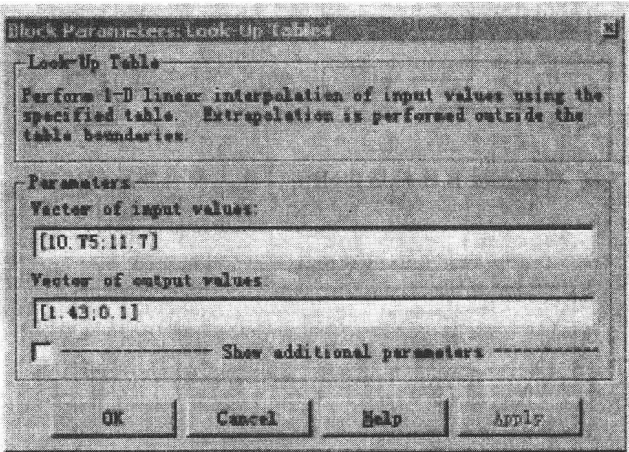
系统参数同(二)一样。仅以三段线性代替非线性调节器,仿真框图及仿真结果如附课设图 3.15 所示。

pH 值转换滴定液比值控制模块结构如附课设图 3.15(b)所示。仿真结果如附课设图 3.15(c)所示,图中由上至下依次为碱流量设定值波形、碱流量控制系统所受干扰波形、碱的实际流量波形、实际 pH 值波形、酸流量波形、酸流量控制系统所受干扰波形。

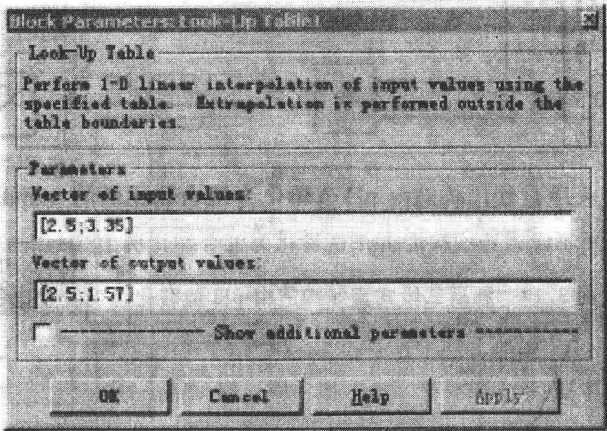
对比附课设图 3.12(b)和附课设图 3.15(c)可知,采用两种方法的仿真结果在精度、稳定性、反应速度等方面基本一致。



(a) 对应附设图3.11(b)左段

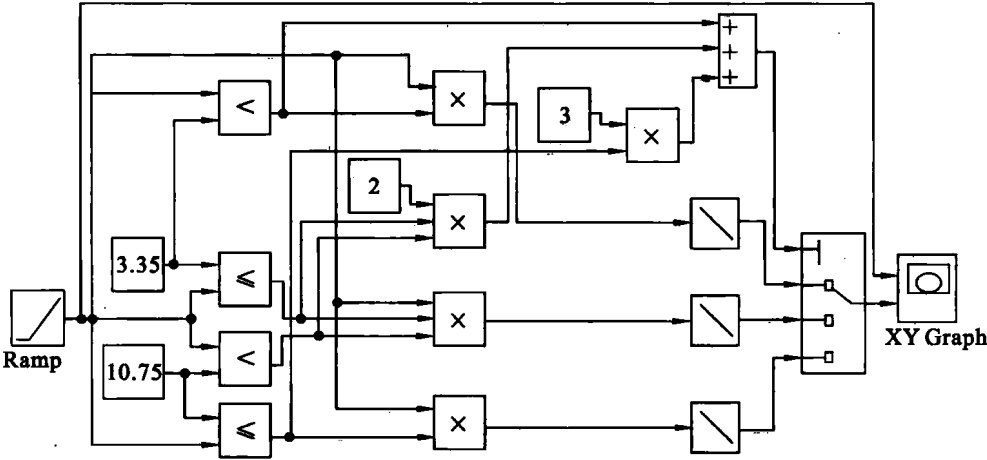


(b) 对应附设图3.11(b)中段

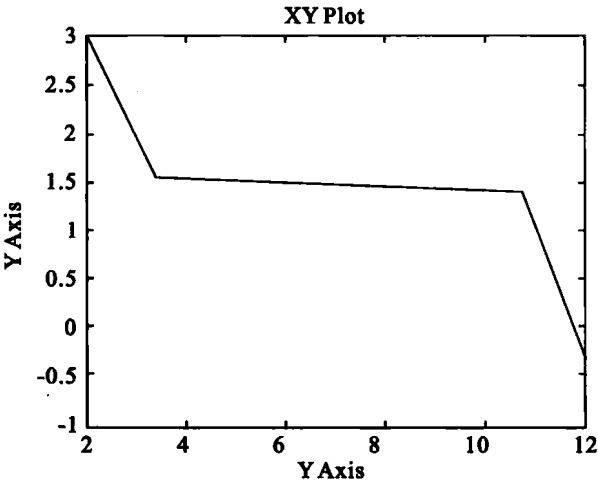


(c) 对应附设图3.11(b)右段

附设图 3.13 三段式直线查表模块填入数据

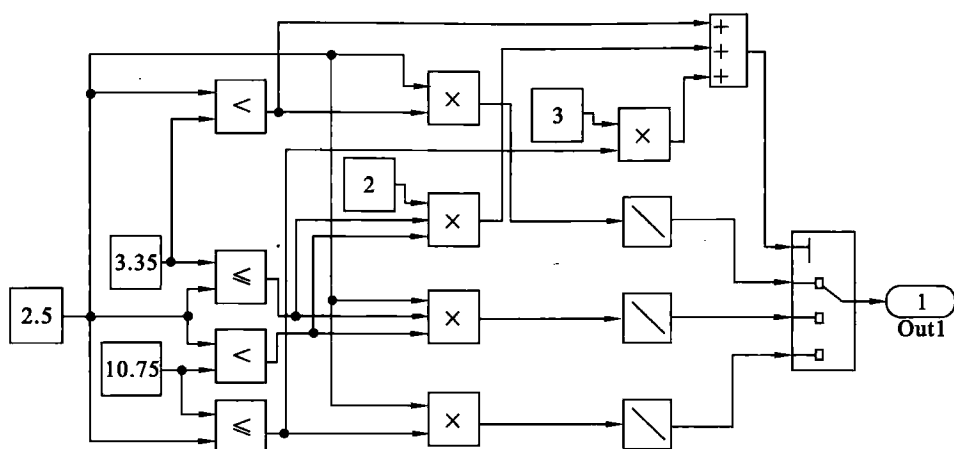


(a) 利用三段直线构造由pH值转化为混合物比例关系

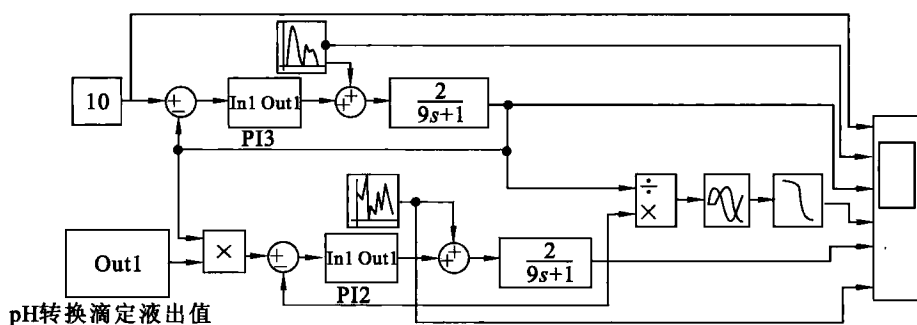


(b) 利用三段式直线构造由pH值转化为混合物比例的Simulink框图

附录图 3.14 利用三段式直线构造由 pH 值转化为混合物比例关系

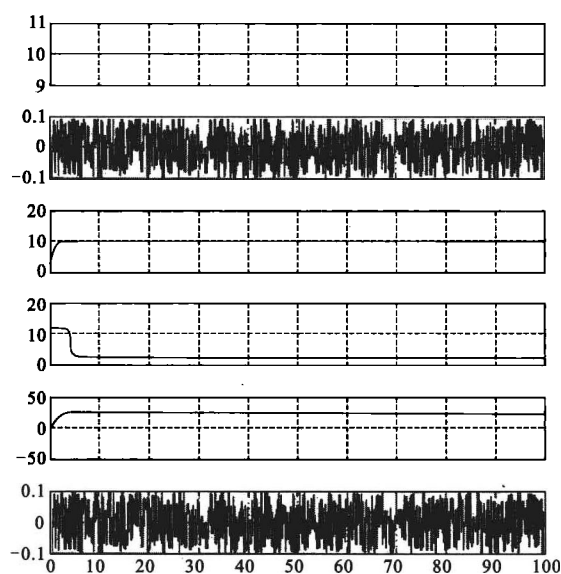


(a) 控制系统Simulink仿真框图



pH转换滴定液出值

(b) pH值转换滴定溶液比值模块结构



(c) 控制系统Simulink仿真结果

附课设图 3.15 控制系统 Simulink 仿真

参考文献

- [1] 方康玲主编. 过程控制(第二版). 武汉:武汉理工大学出版社,2007.
- [2] 张早校,王毅,侯雄坡. 过程装备控制技术及典型题解析. 北京:化学工业出版社,2008.
- [3] 潘立登主编. 过程控制技术原理与应用. 北京:中国电力出版社,2007.
- [4] 王树青,戴连奎,余玲. 过程控制工程(第二版). 北京:化学工业出版社,2008.
- [5] 俞金寿,孙自强. 过程控制系统. 北京:机械工业出版社,2009.
- [6] 何离庆. 过程控制系统与装置. 重庆:重庆大学出版社,2006.
- [7] 厉玉鸣,孙自强,张光新. 化工仪表及自动化例题习题集(第二版). 北京:化学工业出版社,2006.
- [8] 翁维勤,孙洪程. 过程控制系统及工程(第二版). 北京:化学工业出版社,2002.
- [9] 侯志林. 过程控制与自动化仪表. 北京:机械工业出版社,2003.
- [10] 邵裕森,戴先中. 过程控制工程(第二版). 北京:机械工业出版社,2003.
- [11] 闻新,周露,李东江,贝超编著. MATLAB 模糊逻辑工具箱的分析与应用. 北京:科学出版社,2001.
- [12] 石辛民. 模糊控制及其 MATLAB 仿真. 北京:清华大学出版社,2010.
- [13] 李士勇编.《模糊控制》课程习题一览. 哈尔滨:哈尔滨工业大学,2005.
- [14] (美)乙韦恩. 过程控制(英文版). 北京:世界图书出版公司,2008.
- [15] 林锦国,张利,李丽娟. 过程控制(第三版). 南京:东南大学出版社,2009.
- [16] 刘玉梅,张丽文. 过程控制技术(第二版). 北京:化学工业出版社,2009.
- [17] 施仁,刘文江,郑辑光. 自动化仪表与过程控制(第四版). 北京:电子工业出版社,2009.
- [18] 何衍庆,黎冰,黄海燕. 工业生产过程控制(第二版). 北京:化学工业出版社,2010.
- [19] 郭一楠,常俊林,赵峻. 过程控制系统. 北京:机械工业出版社,2009.
- [20] 张永德. 过程控制装置. 北京:化学工业出版社,2010.
- [21] 孙洪程,翁维勤,魏杰. 过程控制系统及工程(第三版). 北京:化学工业出版社,2010.
- [22] 王爱广,王琦. 过程控制技术. 北京:化学工业出版社,2011.
- [23] 金以慧. 过程控制. 北京:清华大学出版社,2010.